

Diseño conceptual y análisis de viabilidad de una planta de producción de metanol verde

Brandon Steven Guerrero Aljuri y Stephanie Guzmán García

Trabajo de Grado para optar por el título de Ingeniería Química

Modalidad Trabajo de Investigación

Director:

Omar Andrés Benavides Prada

Prof. Escuela de Ingeniería Química

Universidad Industrial de Santander

Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas

Escuela de Ingeniería Química

Bucaramanga

2026

### **Dedicatoria**

A mis padres, Lucely García Acevedo y Luis Ernesto Guzmán Moncada, quienes me dieron la vida y las raíces para crecer.

A mi padre, que hace diecinueve años partió, pero que vive en cada decisión que tomo, en cada valor que abrazo, en cada paso que doy con propósito. Este logro también es tuyo, papá.

A mi madre, que ha sido mi ancla. Gracias por quedarte, por acompañarme sin condiciones, por secarme las lágrimas y por celebrar mis alegrías como si fueran tuyas, porque en el fondo, también lo son. Siempre recordaré tu voz diciéndome que sí podía lograrlo.

A mi hermana, Karoll Andrea Guzmán García, por ser mi cómplice y mi refugio. Por estar en los días difíciles sin que tuviera que pedirlo, y por recordarme, con su sola presencia, que nunca estuve sola.

A Sergio Andrés, mi compañero de vida, que llegó para convertirse en mi polo a tierra y lugar seguro, que estuvo en los últimos días sosteniéndome y que también fue uno de mis motivos de felicidad.

Y a mí, Stephanie Guzmán García: a la niña que soñó con este momento sin saber bien cómo llegaría. Llegó. Y lo hizo rodeada de las personas correctas.

Con todo mi amor,

Stephanie Guzmán García

A mi madre, Johanna Aljuri, quien durante años me cuidó y me dio ese apoyo incondicional y amor que necesitaba para poder salir adelante. Gracias por priorizar siempre mi bienestar desde niño, por aceptarme a pesar de mis errores y por apoyarme siempre. Sin ti, jamás habría logrado esto.

A mi padre Serafín Guerrero, mi gran referente en la vida. Gracias por enseñarme que, a pesar de las caídas, siempre hay que volverse a levantar; por impulsarme a siempre aprender de mis errores y confiar ciegamente en mí. Gracias a tu fortaleza y apoyo pude culminar esta etapa de mi vida.

A mi novia Dina Andrade, aquella mujer que estuvo a mi lado en mis peores momentos e hizo hasta lo imposible por ayudarme a levantar. Gracias por motivarme a seguir, a dar siempre todo de mí y, sobre todo, gracias por ser la luz en mis momentos de oscuridad.

Con amor siempre,

Brandon Steven Guerrero Aljuri.

### **Agradecimientos**

A Dios, por ser la fuerza que me sostuvo cuando la mía se agotó, por guiar cada paso de este camino y por poner en mi vida a las personas correctas en el momento indicado.

A mi abuelita, cuyos abrazos sinceros quedaron grabados en mí para siempre, y a toda mi familia, que con su cariño constante me acompañó a lo largo de este camino.

A mi compañero de vida, por sostenerme con amor en los momentos más difíciles, por aguantar mis cambios de ánimo sin perder la paciencia. Gracias por ser mi calma en medio del caos.

A Yami, mi amiga desde el inicio. Empezamos juntas sin saber a dónde nos llevaría este camino, y aquí estamos. Gracias por escucharme siempre, por ser ese espacio donde podía ser.

A Kathe y Yor, quienes abrazaron mi corazón con su cariño, fueron mi espacio de risa y de diversión, y me acompañaron en un crecimiento que va mucho más allá de lo académico.

A mis amigos de universidad, por hacer más llevadera cada etapa de este proceso. Por las noches de estudio, por el apoyo mutuo en los momentos en que no quedaban muchas fuerzas, y por las risas que nunca faltaron.

A mi director y profesor, por poner su conocimiento al servicio de este trabajo. Su guía fue fundamental para dar forma a esta investigación y convertirla en lo que hoy es.

Y, por último, a mi madre, mi hermana y la memoria de mi padre, quienes son la razón más profunda detrás de cada esfuerzo. Todo lo que soy y todo lo que logro lleva su nombre.

Con todo mi cariño, Stephanie Guzmán García

A mi familia, mi principal motor para poder conseguir este logro. Gracias por depositar su confianza en mí ciegamente, por apoyarme de forma incondicional, por celebrar cada pequeño logro y por darme la oportunidad de cumplir esta meta.

A mis amigos de la universidad, por los momentos compartidos dentro y fuera de las aulas. Gracias por enseñarme tanto, por motivarme a continuar en los días difíciles y por hacer mi estadía en la universidad muy bonita y una de las mejores partes de mi vida. Jamás olvidaré las risas, las traspachadas y cada experiencia que compartimos.

A mis amigos de toda la vida, por ser mi cable a tierra fuera del ámbito académico. Gracias por escuchar con humor mis quejas sobre las dificultades del camino y por ayudarme a mirar el lado bueno de las cosas.

A mi novia, por caminar a mi lado durante el desarrollo de este proyecto. Gracias por tu paciencia ante mis horas de ausencia, por escuchar mis ideas y por hacer que la carga de esta recta final fuera mucho más ligera.

A mi director, por ser mi mentor y apoyarme en esta recta final. Sus enseñanzas en el aula de clase me formaron poco a poco en mi camino como ingeniero. Le agradezco profundamente por darme la oportunidad de trabajar a su lado, su voto de confianza en mí y todo el conocimiento compartido.

A cada uno de ustedes, gracias por hacer posible este sueño. Con cariño,

Brandon Steven Guerrero Aljuri.

## Tabla de Contenido

<b>Introducción .....</b>	<b>15</b>
<b>1. Objetivos .....</b>	<b>17</b>
1.1 Objetivo general.....	17
1.2 Objetivos específicos .....	17
<b>2. Estado del Arte.....</b>	<b>18</b>
<b>3. Marco Conceptual.....</b>	<b>20</b>
3.1 Metanol .....	20
3.2 Dióxido de Carbono .....	20
3.2.1 Captura de CO <sub>2</sub> .....	21
3.3 Hidrógeno .....	23
3.3.1 Electrolisis del agua. ....	23
<b>4. Metodología .....</b>	<b>24</b>
4.1. Ruta de síntesis .....	24
4.2 Fase 2. Simulación .....	25
4.3 Fase 3. Estimación Económica y Conclusiones.....	25
<b>5. Resultados.....</b>	<b>26</b>
5.1 Ruta de Síntesis.....	26
5.1.1 Biometanol.....	26

5.1.2 e-Metanol .....	26
5.1.3 Cinética de reacción.....	27
5.2. Capacidad de la planta .....	28
5.3. Localización de la planta .....	29
5.4. Balance de materia.....	29
5.5. Condiciones de operación.....	30
5.6. Simulación del proceso .....	32
5.6.1 Dimensionamiento de equipos.....	33
5.7 Servicios Industriales .....	37
5.8 Integración Energética .....	38
5.8.1 Análisis Pinch .....	38
5.8.2 Red de intercambio de calor seleccionada.....	39
5.8.3 Efecto sobre los servicios industriales.....	41
<b>6. Análisis Financiero.....</b>	<b>43</b>
6.1 Estimación de los costos de capital (CAPEX).....	43
6.2 Estimación de los costos de operación (OPEX) .....	43
6.3 Indicadores Económicos .....	44
6.3.1 Potencial Económico 2 y 3 .....	44
6.3.2 Indicadores Financieros .....	45
<b>7. Conclusiones .....</b>	<b>47</b>

**Referencias..... 49**

**Apéndices..... 66**

**Lista de Figuras**

<b>Figura 1.</b> Diagrama Metodológico.....	24
<b>Figura 2.</b> Importaciones de metanol registradas por el Ministerio de Minas y Energía .....	28
<b>Figura 3.</b> Diagrama BFD del proceso .....	30
<b>Figura 4.</b> Simulación del proceso en Aspen HYSYS .....	31
<b>Figura 5.</b> Red de intercambio de calor.....	40
<b>Figura 6.</b> Diagrama PFD con integración energética.....	42

**Lista de Tablas**

<b>Tabla 1.</b> Tecnologías de captura de CO <sub>2</sub> .....	22
<b>Tabla 2.</b> Demanda proyectada de metanol en Colombia .....	29
<b>Tabla 3.</b> Corrientes globales del proceso .....	33
<b>Tabla 4.</b> Requerimiento energético del proceso.....	33
<b>Tabla 5.</b> Equipos de la planta .....	34
<b>Tabla 6.</b> Servicios Industriales del proceso.....	38
<b>Tabla 7.</b> Comparativa de servicios industriales .....	41
<b>Tabla 8.</b> Comparativa de los costos fijos de la planta .....	43
<b>Tabla 9.</b> Costos operativos del proceso.....	44

**Lista de Apéndices**

<b>Apéndice A.</b> Parámetros del modelo cinético reordenado .....	<b>66</b>
<b>Apéndice B.</b> Corrientes globales del proceso.....	<b>67</b>
<b>Apéndice C.</b> Requerimiento energético por equipos .....	<b>68</b>
<b>Apéndice D.</b> Configuración del sistema de reacción siguiendo la metodología propuesta por Seider <i>et al.</i> , (2017).....	<b>69</b>
<b>Apéndice E.</b> Cálculos de integración energética mediante análisis pinch .....	<b>71</b>
<b>Apéndice F.</b> Estimación del costo del sistema de reacción siguiendo la metodología propuesta por Seider <i>et al.</i> , (2017).....	<b>75</b>
<b>Apéndice G.</b> Costos individuales de los equipos .....	<b>77</b>
<b>Apéndice H.</b> Cálculo del costo nivelado del metanol LCOM.....	<b>78</b>

### Glosario

**BFD (Block Flow Diagram):** diagrama de flujo de bloques.

**CAPEX (Capital Expenditure):** costo de capital requerido.

**CRF (Capital Recovery Factor):** factor de recuperación de capital.

**CZA:** sistema catalítico compuesto por cobre, óxido de zinc y alúmina ( $\text{Cu/ZnO/Al}_2\text{O}_3$ ).

**LCOM (Levelized Cost Of Methanol):** costo nivelado del metanol.

**MEA:** monoetanolamina

**OPEX (Operational Expenditure):** costos operativos industriales.

**PE2 Y PE3:** potencial económico 2 y 3.

**PFD (Process Flow Diagram):** diagrama de flujo del proceso.

**PFR (Plug Flow Reactor):** reactor de flujo pistón.

**PR:** periodo de recuperación.

**PSA y TSA:** método de regeneración de materiales.

**RWGS (Reverse Water-Gas Shift):** reacción de desplazamiento inverso de gas de agua.

**SRK:** Soave-Redlich-Kwong, ecuación cúbica de estado.

**TIR:** tasa interna de retorno.

**TRL (Technology Readiness Level):** nivel de madurez tecnológica.

**VAN:** valor actual neto.

## Resumen

**Título:** Diseño conceptual y análisis de viabilidad de una planta de producción de metanol verde\*

**Autores:** Brandon Steven Guerrero Aljuri, Stephanie Guzmán García\*\*

**Palabras clave:** metanol verde, hidrógeno verde, dióxido de carbono, Aspen HYSYS, descarbonización.

**Descripción:** se propuso el diseño conceptual de una planta de producción de metanol verde a partir de  $H_2$  y  $CO_2$  como estrategia de descarbonización. La metodología se desarrolló en tres fases: definición de la ruta de síntesis, simulación del proceso en Aspen HYSYS y evaluación económica. Se seleccionó como ruta de síntesis la hidrogenación de  $CO_2$  capturado mediante absorción química con monoetanolamina (MEA), empleando  $H_2$  obtenido por electrólisis alimentada con fuentes de energía renovables y utilizando como catalizador CZA. La simulación incluyó etapas de acondicionamiento de materias primas, reacción, separación y purificación del producto. A partir de una alimentación de 497,5 kmol/h de  $CO_2$  y 1474,5 kmol/h de  $H_2$ , se obtuvo una producción de 310,2 kmol/h de metanol con una pureza del 99,85 % molar. Además, la red de integración energética seleccionada permitió recuperar 16,4 MW de calor, disminuyendo los requerimientos de servicios industriales. En la evaluación económica se obtuvo un CAPEX de 111.185.375 USD y un OPEX de 156.630.560 USD/año, así como una TIR no definida, un periodo de recuperación no alcanzado y un LCOM de 2.392 USD/ton, superior al precio de venta adoptado de 426 USD/ton. Estos resultados evidencian que la planta no es rentable, principalmente por el alto costo del  $H_2$  verde y la elevada inversión asociada al sistema de reacción.

\*Trabajo de Grado

\*\* Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Director Omar Andrés Benavides Prada

### Abstract

**Title:** Conceptual Design and Feasibility Analysis of a Green Methanol Production Plant\*

**Authors:** Brandon Steven Guerrero Aljuri, Stephanie Guzmán García\*\*

**Keywords:** green methanol, green hydrogen, carbon dioxide, Aspen HYSYS, decarbonization.

**Description:** The conceptual design of a green methanol production plant from H<sub>2</sub> and CO<sub>2</sub> was proposed as a decarbonization strategy. The methodology was carried out in three phases: definition of the synthesis route, process simulation in Aspen HYSYS, and economic evaluation. The selected synthesis route was the hydrogenation of CO<sub>2</sub> captured through chemical absorption with monoethanolamine (MEA), using H<sub>2</sub> produced by electrolysis powered by renewable energy sources and Cu/ZnO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> (CZA) as catalyst. The simulation included feed conditioning, reaction, separation, and product purification stages. Based on a feed of 497.5 kmol/h of CO<sub>2</sub> and 1474.5 kmol/h of H<sub>2</sub>, the process achieved a methanol production of 310.2 kmol/h with a molar purity of 99.85%. In addition, the selected heat integration network enabled the recovery of 16.4 MW of heat, thereby reducing utility requirements. The economic evaluation yielded a CAPEX of \$111,185,375 USD and an OPEX of \$156.630.560USD/year, together with an undefined IRR, a payback period not reached within the project horizon, and an LCOM of \$2,392 USD/ton, higher than the adopted selling price of 426 USD/ton. These results indicate that the plant is not economically viable, mainly due to the high cost of green H<sub>2</sub> and the large investment associated with the reaction system.

\*Bachelor Thesis

\*\*Faculty of Physicochemical Engineering. School of Chemical Engineering. Director Omar Andrés Benavides Prada

## Introducción

Actualmente, la dependencia de los combustibles fósiles y la emisión de dióxido de carbono han sido los factores más significativos que contribuyen al deterioro del medio ambiente y al cambio climático (Salamanca de Federico, 2.024). Dicha dependencia se ha convertido en uno de los mayores desafíos globales, teniendo en cuenta que las emisiones de dióxido de carbono alcanzaron un récord mundial en 2.022, con aproximadamente 40.600 millones de toneladas de CO<sub>2</sub> (Edpada, 2025). Por otra parte, en 2023 la concentración atmosférica de CO<sub>2</sub> fue  $420,0 \pm 0,1$  partes por millón (ppm), llegando a los niveles más altos de los últimos; además, según la Organización Meteorológica Mundial (OMM), la temperatura media mundial en 2024 presentó un aumento de 1,5 °C por encima del nivel preindustrial (1850-1900).

Por otra parte, el metanol (CH<sub>3</sub>OH), conocido también como alcohol metílico, es una sustancia química que tiene una alta demanda debido a sus diversas aplicaciones en la industria. Se utiliza como disolvente, en sistemas de refrigeración, en la fabricación de materiales de construcción y en la creación de combustibles sintéticos, entre otros usos; y su forma líquida a temperatura ambiente facilita su transporte y almacenamiento. Hasta el día de hoy, la mayor parte del metanol producido proviene del gas natural, relacionándolo directamente con las emisiones de gases que contribuyen al efecto invernadero; por ende, el metanol verde, que se obtiene de fuentes de energía sustentables, es una opción prometedora para disminuir la huella de carbono en industrias con altas emisiones (Salamanca de Federico, 2024).

Frente a este panorama, el metanol verde puede obtenerse mediante dos rutas: a partir de la gasificación de biomasa como restos ganaderos, agrícolas y forestales, y residuos urbanos, o mediante la síntesis química a partir de hidrógeno producido por electrólisis del agua (utilizando energía renovable) y dióxido de carbono capturado de fuentes industriales. Aunque la producción

de metanol verde aún debe superar retos importantes como la reducción de costos, representa una gran oportunidad de impulsar la transición hacia una economía más limpia y generar nuevas oportunidades de empleo y desarrollo (Irena & Methanol Institute, 2021).

Con base en lo anteriormente expuesto, se propuso el diseño conceptual de una planta de producción de metanol verde a partir de  $H_2$  y  $CO_2$ , definiendo una ruta de síntesis de acuerdo con lo reportado en la literatura y empleando Aspen HYSYS como herramienta de simulación. Se realizó el dimensionamiento de los equipos principales y se implementó una estrategia de integración energética, con el fin de identificar una configuración de mejor desempeño térmico del proceso y reducción de los requerimientos de servicios industriales. Posteriormente, se llevó a cabo la evaluación económica de la planta mediante el análisis de los costos de inversión y operación, así como de los principales indicadores financieros. Los resultados mostraron que, bajo los supuestos adoptados, la planta no resulta rentable, debido, principalmente, al elevado costo de las materias primas, en especial del  $H_2$  verde, y a la alta inversión requerida por el sistema de reacción, cuya participación representa, aproximadamente, el 86 % del CAPEX estimado.

## 1. Objetivos

### 1.1 Objetivo general

Desarrollar un diseño conceptual para una planta de producción de metanol verde como una estrategia de descarbonización.

### 1.2 Objetivos específicos

- Definir una ruta de síntesis para la producción de metanol verde a partir de  $\text{CO}_2$  e  $\text{H}_2$ .
- Simular una planta piloto de producción de metanol verde a partir de  $\text{H}_2$  y  $\text{CO}_2$ , usando Aspen HYSYS como herramienta computacional.
- Evaluar la viabilidad técnica y económica de la planta, asegurando el cumplimiento de la normativa ambiental.

## 2. Estado del Arte

A lo largo de los años han surgido diversos estudios que han abordado el potencial del metanol verde como vector energético en la necesidad de una transición hacia fuentes renovables. Se puede señalar el trabajo realizado por Kauw *et al.*, (2015), el cual estableció que la síntesis de metanol verde a partir de hidrógeno y dióxido de carbono puede contribuir a la mitigación de los gases de efecto invernadero. Este metanol puede utilizarse como combustible o portador de energía para el almacenamiento de electricidad. El estudio señala que Islandia tiene un gran potencial para esta fuente de energía renovable: si solo se pudiera utilizar el CO<sub>2</sub> geotérmico, la producción de metanol verde en dicho país sería de unos 340 millones de litros al año; además, al combinar toda la energía geotérmica e hidroeléctrica disponibles, la cantidad de alcohol producido ascendería a unos 2150 millones de litros al año.

Por otra parte, la OMM, (2020) señala que la obtención del metanol verde por la hidrogenación del CO<sub>2</sub> emplea un reactor multitubular, operando en un rango de presiones de 30 a 50 bar, y entre 250 y 300 °C de temperatura, además de un lecho fijo que actúa como catalizador, el cuál puede estar compuesto por Cu, ZnO o Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>. Así mismo, el informe de la OMN indica que el diseño de plantas de metanol verde es flexible y puede ser adaptado a diferentes objetivos; por ejemplo, la integración de procesos de captura de CO<sub>2</sub> y síntesis en plantas *power to liquid* (instalaciones industriales que convierten electricidad renovable en combustibles líquidos), lo aumenta la eficiencia energética y la sostenibilidad del proceso. Esto se logra aprovechando recursos y procesos existentes, resultando en una operación más rentable y ambientalmente responsable.

Respecto a la creciente demanda mundial de energía, sumada a la urgente necesidad de reducir las emisiones de dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), Olés *et al.*, (2025) señalan que el desarrollo de

ciclos energéticos innovadores, como la central eléctrica de CO<sub>2</sub> negativo nCO<sub>2</sub>PP (*Negative CO<sub>2</sub> Power Plant* son plantas que capturan más CO<sub>2</sub> del que emiten), se ha convertido en la principal fuente de almacenamiento y reutilización de dióxido de carbono en las industrias actuales. También indican que la síntesis de metanol a partir del dióxido de carbono y el hidrógeno obtenido mediante electrólisis depende, en gran medida, del uso de catalizadores, lo que implica oportunidades de investigación y la optimización del diseño de reactores y parámetros de proceso.

Finalmente, cabe señalar los resultados obtenidos por Li *et al.*, (2025). Los autores exponen que los combustibles verdes basados en hidrógeno, como el hidrógeno verde, el amoníaco y el metanol, son alternativas prometedoras para el transporte bajo en carbono. Sin embargo, su desarrollo se ve obstaculizado por el complejo equilibrio entre los beneficios ambientales y la viabilidad económica. El trabajo introduce una evaluación combinada del ciclo de vida, la toma de decisiones multicriterio y el análisis DOFA (Debilidades, Oportunidades, Fortalezas, Amenazas), con el fin de explorar estrategias óptimas para estos combustibles verdes en diversos escenarios. Para superar la baja competitividad económica actual y avanzar en la madurez de la tecnología, los autores proponen el desarrollo de rutas de economía circular en las que el CO<sub>2</sub> emitido sea capturado y empleado en la síntesis de nuevos combustibles, aprovechando la infraestructura existente de producción, almacenamiento y transporte. De esta manera, se busca cerrar el ciclo del carbono y configurar un sistema sostenible.

### 3. Marco Conceptual

#### 3.1 Metanol

El metanol ( $\text{CH}_3\text{OH}$ ), junto al etileno, el propileno y el amoníaco, conforman los cuatros productos químicos básicos (Leiva, 2011). Un uso muy común que se le da al metanol en la industria es el de disolvente, pues es un líquido ligero e incoloro a temperatura ambiente. Posee un olor frutal penetrante y tiene un peso molecular de 32 g/mol, una densidad de 0,79 kg/L (a 25 °C y 1 atm), un punto de fusión de -97 °C y ebulle a 65 °C. El metanol se empezó a producir en 1923; sin embargo, debido al cambio climático y el acuerdo de París, la mitigación de gases de efecto invernadero exige una ruta de síntesis renovable (Faishi & Breyer, 2024). Por lo tanto, “metanol verde” o “metanol renovable” debe producirse a partir de biomasa o empleando  $\text{H}_2$  verde y  $\text{CO}_2$  capturado.

#### 3.2 Dióxido de Carbono

El dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) es una molécula lineal y no polar ( $\text{O}=\text{C}=\text{O}$ ) que, en condiciones ambientales, es un gas incoloro, inodoro y no inflamable. Sus propiedades críticas son fundamentales para las tecnologías de captura y utilización (31,1 °C y 72,9 bar); por encima de este punto, se convierte en un fluido supercrítico con una densidad similar a un líquido y una viscosidad cercana a la de un gas, lo que es ideal para procesos de separación y transporte (IPCC, 2022). Así mismo, el  $\text{CO}_2$  capturado permite transformar un gas de efecto invernadero en una materia prima esencial para la industria química y energética. Diversas tecnologías efectúan la captura directamente de la atmosfera o desde fuentes industriales, contribuyendo así a la mitigación del cambio climático y descarbonización de procesos intensivos en carbono (IEA, 2021; Global CCS Institute, 2023). Según el Inventario de Emisiones Atmosféricas de Colombia,

en 2021 las emisiones netas de gases de efecto invernadero fue de 280.101,98 kt CO<sub>2</sub> eq, provenientes de diversas actividades industriales (IDEAM, 2021).

### 3.2.1 Captura de CO<sub>2</sub>

Entre las alternativas más consolidadas se encuentran los procesos de absorción química, adsorción y separación por membranas (IEA, 2023). La absorción química consiste en la reacción del CO<sub>2</sub> con un solvente para formar un compuesto intermedio débilmente unido, el cual puede descomponerse mediante la aplicación de calor; esta técnica destaca por su alta selectividad y su capacidad de obtener CO<sub>2</sub> con gran pureza (M. Wang *et al.*, 2011). La adsorción, por otro lado, es un proceso físico en el que el CO<sub>2</sub> se adhiere a la superficie de un material sólido adsorbente, formando una fina capa de moléculas sobre él, donde la regeneración de este material puede realizarse reduciendo la presión (PSA) o aplicando calor (TSA) (Nouri *et al.*, 2025). Finalmente, la separación por membranas se basa en el transporte selectivo de determinados gases a través de una barrera semipermeable; la transferencia de masa es influenciada por factores como su diámetro cinético o las interacciones gas-membrana, e impulsada mediante una diferencia de presión (Gkotsis *et al.*, 2023).

En este orden de ideas, la absorción química con aminas (Tabla 1) se presenta como la opción más madura, con niveles de TRL (*Technology Readiness Level*) entre 9 y 11. Entre los solventes empleados, la monoetanolamina (MEA) es el más utilizado por su elevada reactividad y disponibilidad. Así mismo, según la Agencia Internacional de Energía, el costo promedio de captura de CO<sub>2</sub> puede variar significativamente en función de la concentración de CO<sub>2</sub> presente en el corriente del gas; para el año 2025 se reporta un costo de captura de 43,92 EUR por tonelada de CO<sub>2</sub> (Marques *et al.*, 2025).

**Tabla 1.***Tecnologías de captura de CO<sub>2</sub>*

Tecnología	TRL	Material/Solvente	Descripción	Referencia
Absorción	9-11	Monoetanolamina (MEA)	Solvente tradicional más usado para la captura de CO <sub>2</sub> con alto consumo energético. Alta reactividad con CO <sub>2</sub> , cinética rápida y naturaleza corrosiva.	(Loachamin <i>et al.</i> , 2024) (Patricia <i>et al.</i> , 2016)
		Dietanolamina (DEA)	Amina con menor capacidad de absorción, pero una mayor tasa de reacción hacia el CO <sub>2</sub> . Consumo energético moderado y menor corrosión comparada con el MEA.	(Cong Chao <i>et al.</i> , 2021)
		Piperazina (PZ)	El PZ se utiliza generalmente como activador para añadir a otros sistemas de aminas, debido a su rápida tasa de reacción con CO <sub>2</sub> , presenta una mayor tasa de absorción, menor trabajo y menor tasa de degradación.	(Liu <i>et al.</i> , 2018)
Adsorción	9-11	Zeolita tipo 13 x	Materiales cristalinos micro porosos con alta selectividad CO <sub>2</sub> /N <sub>2</sub> . Adsorción física con fuerzas de Van der Waals. Regeneración por TSA.	(Zanco <i>et al.</i> , 2021)
		Zeolitas tipo 5 <sup>a</sup>	Aluminosilicatos cristalinos con poro, excelente selectividad para CO <sub>2</sub> sobre N <sub>2</sub> . Alta estabilidad térmica y resistencia a impureza de gases combustión	(Samanta <i>et al.</i> , 2011)
		Carbón activado	Material carbonoso con alta superficie específica. Bajo costo, fácil regeneración, pero baja selectividad CO <sub>2</sub> /N <sub>2</sub>	(Khraisheh <i>et al.</i> , 2020b)
		MOF'S	Estructura metal-orgánica con porosidad ajustable y alta superficie específica. Excelente selectividad CO <sub>2</sub> /N <sub>2</sub> , pero limitaciones de estabilidad en humedad.	(Taravat <i>et al.</i> , 2020)
Membranas	6-7	Poliméricas (polisulfona, polietilenoimida)	Buen transporte CO <sub>2</sub> /N <sub>2</sub> , sensibles a plastificación y humedad	(Katara.A <i>et al.</i> , 2023).
		Inorgánicas (grafeno)	Ofrecen alta estabilidad química y permiten control preciso del tamaño de poro, optimizando la separación de gases.	(Aibin. W <i>et al.</i> , 2024) (Rangaraj <i>et al.</i> , 2020).
		Matriz mixta (MMM)	Están formadas por una matriz polimérica que incorpora partículas inorgánicas, combinando propiedades de ambos materiales.	(Ramírez, D., 2024)

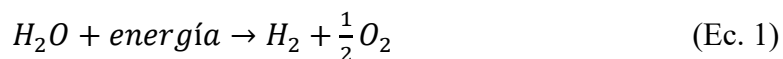
\*Escala TRL ampliada: fase de concepto (TRL 1) hasta tecnología comercial integrada al sistema energético y con crecimiento sostenido (TRL 11).

### 3.3 Hidrógeno

Este elemento se caracteriza por ser un gas liviano, con la estructura atómica más sencilla de todas y, comúnmente, se encuentra de forma diatómica ( $H_2$ ) mediante un enlace covalente. Posee una masa molar de 1,0 g/mol y una densidad de 0,071 g/ml; en condiciones estándar es un gas sin color, olor ni sabor, y es altamente inflamable con un punto de ebullición es de  $-257,9\text{ }^\circ\text{C}$  y un punto de fusión es  $-259,2\text{ }^\circ\text{C}$  (Álvarez, 2025; Rodríguez, 2024).

#### 3.3.1 Electrolisis del agua.

La electrólisis es una reacción (Ec. 1) donde se presenta un intercambio de electrones al emplear una corriente eléctrica, lo que permite descomponer la molécula de agua por medio oxidación en un ánodo y reducción en un cátodo (Velásquez, 2020). El hidrógeno verde es obtenido por este método, utilizando electricidad de fuentes renovables como solar, eólica, hidroeléctrica o geotérmica (Van de Krol *et al.*, 2012).



El consumo energético mínimo es del orden de 33 kWh por kilogramo de  $H_2$  producido (Li *et al.*, 2025). En la práctica, los electrolizadores requieren voltajes mayores a 1,23 V, por lo que el costo de producción del hidrógeno verde depende de manera directa del precio de la electricidad. En Colombia el mercado del hidrógeno verde aún se encuentra en desarrollo, dado que en empresas como Ecopetrol se mantiene en fase piloto; según el Ministerio de Minas y Energía de Colombia, se prevé un coste aproximado de 1,7 USD/kg de  $H_2$  producido, aunque un estudio realizado por Cussio, (2025) estima un costo promedio de 3,5 a 6 USD/kg de  $H_2$ .

## 4. Metodología

La Figura 1 muestra el enfoque metodológico adoptado para el desarrollo del presente trabajo, organizado en tres fases que corresponden con los objetivos específicos planteados.

**Figura 1.**

*Diagrama Metodológico*



### 4.1. Ruta de síntesis

Se realizó una revisión bibliográfica orientada en información técnica sobre la captación de CO<sub>2</sub> y la obtención de H<sub>2</sub> verde. Además, se definió la ruta de síntesis para la producción del metanol y se recolectaron datos relevantes sobre la hidrogenación del CO<sub>2</sub>, tales como parámetros

cinéticos y termodinámicos, rangos de temperatura y presión, y catalizadores que pueden ser empleados. También se definieron los equipos a utilizar y las condiciones de operación que, según la literatura, ofrecen un mayor rendimiento de metanol.

#### **4.2 Fase 2. Simulación**

Se abordó el diseño conceptual de una planta de metanol verde utilizando CO<sub>2</sub> capturado y H<sub>2</sub>. Para ello, se elaboró un diagrama de bloques (BFD) con el respectivo balance de masa. Posteriormente, se simuló el proceso en Aspen Hysys para generar el diagrama de flujo (PFD) y definir las condiciones operativas, además de dimensionar los equipos principales. Adicionalmente se identificaron los requerimientos de servicios industriales.

#### **4.3 Fase 3. Estimación Económica y Conclusiones**

Se realizó una estimación económica tomando en cuenta el coste de capital requerido (CAPEX), que representa los gastos de inversión en activos de largo plazo como maquinaria, equipos e instalaciones necesarios para la operación del proceso, y los costes operativos industriales (OPEX), que incluyen los costos diarios como materiales de consumo, servicios públicos y los valores en el mercado de la materia prima y producto. Se evaluó la rentabilidad de la operación, calculando indicadores como el valor anual neto (VAN), la tasa interna de retorno (TIR), el periodo de recuperación (PR) y el costo nivelado de producción (LCOM, coste total promedio para producir 1 Ton de metanol a lo largo de la vida útil de la planta).

## 5. Resultados

### 5.1 Ruta de Síntesis

El metanol verde posee dos métodos de síntesis principales: biomasa como materia prima o haciendo uso de H<sub>2</sub> verde y CO<sub>2</sub> capturado.

#### 5.1.1 Biometanol

En la obtención de metanol pueden emplearse como materias primas residuos agrícolas, residuos de madera, sólidos municipales o biomasa acuática (Sikarwar *et al.*, 2017). La producción de biometanol puede realizarse por dos rutas: termoquímica y bioquímica. La primera es similar a la síntesis tradicional que, usualmente, parte de gas natural o carbón para generar gas de síntesis (CO + H<sub>2</sub>), solo que en este caso la materia prima es biomasa, la cual se somete a procesos de gasificación. En contraste, la ruta bioquímica no genera gas de síntesis directamente, sino que implica la extracción y posterior hidrólisis de la biomasa para liberar azúcares fermentables, que son convertidos en alcoholes mediante la acción de microorganismos; aunque estos procesos suelen ser más lentos, presentan la ventaja de requerir menos energía (Yahyazadeh *et al.*, 2024).

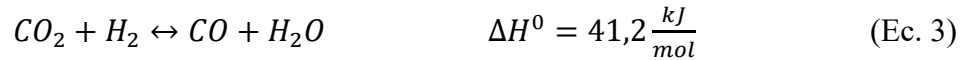
#### 5.1.2 e-Metanol

La segunda ruta de síntesis emplea el método de hidrogenación del CO<sub>2</sub>, lo cual requiere del uso de un sistema catalítico combinado denominado CZA (Cu/ZnO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>). El catalizador favorece la conversión directa a metanol (Ec 2) por medio de una reacción exotérmica y reversible (Ren *et al.*, 2022).



No obstante, la conversión no es total y se presenta una reacción secundaria (Ec 3) no deseada de desplazamiento inverso de gas de agua RWGS (*reverse water-gas shift*). Dicha

reacción es endotérmica, siendo favorecida a temperaturas elevadas; esto hace que un buen control de temperatura en el reactor sea necesario: aumentar la temperatura acelera la cinética global, pero el equilibrio se desplaza hacia CO y H<sub>2</sub>O, reduciendo la selectividad (Zhou *et al.*, 2023).



### 5.1.3 Cinética de reacción

El catalizador de referencia es una formulación ternaria Cu/ZnO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>. Ledakowicz *et al.* (2013) señalan que dichos catalizadores se emplean de forma generalizada en la producción de metanol a partir de gas de síntesis. De manera consistente, Guil-López *et al.* (2019) describen a los sistemas Cu/ZnO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> como la formulación industrial clásica en los estudios de hidrogenación de CO y CO<sub>2</sub>, mientras que Aristizábal Alzate *et al.* (2022) adoptan un catalizador CuO–ZnO–Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> en la simulación de una planta de metanol, argumentando que “es el más usado a escala industrial” y presenta alta selectividad hacia metanol. En el presente trabajo se selecciona como catalizador CZA con una relación atómica molar de 60/30/10 (Zhou & Gao, 2022).

Por otra parte, se adoptó el modelo cinético propuesto por Vanden Bussche & Froment, (1996), el cual expresa las velocidades de formación de metanol y de la reacción RWGS en función de las presiones parciales de los reactivos y productos. Este modelo fue implementado en Aspen HYSYS, siendo necesario el reescribir las expresiones originales en la forma funcional que admite el simulador, sin modificar su fundamento fisicoquímico. En las ecuaciones 4 y 5, las  $k_i$  son las constantes de velocidad y las presiones parciales están dadas en Pa (Fernández del Álamo, 2024).

$$r_{CH_3OH} = \frac{k_1 P_{CO_2} P_{H_2} - k_6 P_{H_2O} P_{CH_3OH} P_{H_2}^{-2}}{\left[1 + k_2 P_{H_2O} P_{H_2}^{-1} + k_3 P_{H_2}^{0,5} + k_4 P_{H_2O}\right]^3} \left[= \right] \frac{mol}{kg_{cat} s} \quad (\text{Ec. 4})$$

$$r_{RWGS} = \frac{k_5 P_{CO_2} - k_7 P_{H_2O} P_{CH_3OH} P_{H_2}^{-2}}{[1 + k_2 P_{H_2O} P_{H_2}^{-1} + k_3 P_{H_2}^{0,5} + k_4 P_{H_2O}]} [=] \frac{mol}{kg_{cat} s} \quad (Ec. 5)$$

Las constante cinéticas se calculan con la Ecuación 6. Los valores de las  $k_i$  dependen de la temperatura (en K), y las constantes  $A_i$  y  $B_i$  se listan en el Apéndice A.

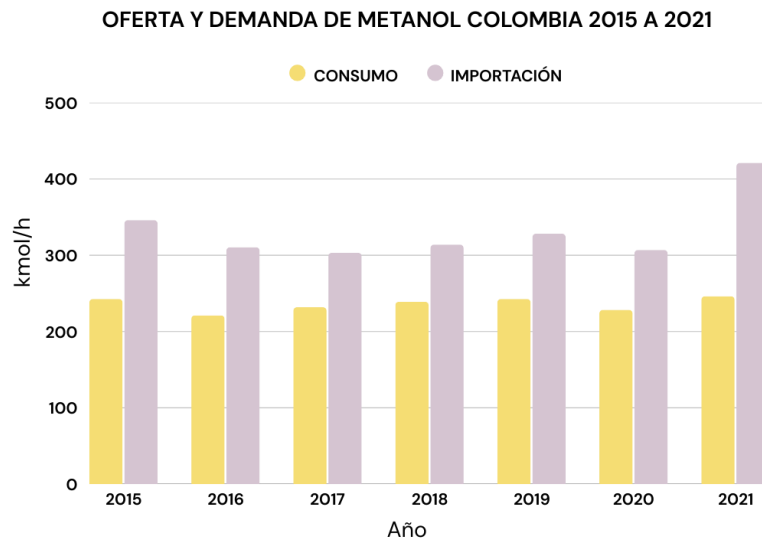
$$\ln k_i = A_i + \frac{B_i}{T} \quad (Ec. 6)$$

## 5.2. Capacidad de la planta

Se optó por suplir la importación nacional de metanol, de acuerdo con los datos registrados por el Ministerio de Minas y Energía (2021) como se muestra en la Figura 2. Con estos valores se realizó el pronóstico de las importaciones para los años faltantes (Tabla 2), aplicando el método promedio móvil simple (Hyndman & Athanasopoulos, 2018). Para el año 2025 se tiene demanda estimada de 363,31 kmol/h de metanol; dicho valor es la base de cálculo del balance de materia.

### Figura 2.

*Importaciones de metanol registradas por el Ministerio de Minas y Energía*



*Nota.* Adaptado de Ministerio de Minas y Energía (2021).

**Tabla 2.***Demanda proyectada de metanol en Colombia*

<i>Año</i>	<i>2015</i>	<i>2016</i>	<i>2017</i>	<i>2018</i>	<i>2019</i>	<i>2020</i>	<i>2021</i>	<i>2022</i>	<i>2023</i>	<i>2024</i>	<i>2025</i>
<i>[kmol/h]</i>	346,03	310,36	303,22	313,93	328,20	306,79	420,95	332,78	347,18	351,93	363,21

### 5.3. Localización de la planta

Se optó por ubicar la planta en Barrancabermeja, Santander, debido a que es una zona industrial consolidada en el área de la refinería, lo que facilita el acceso a servicios industriales, personal capacitado e infraestructuras adaptadas a procesos industriales. Además, esta zona presenta ventaja logística debido a que el municipio posee buena conectividad para el transporte de insumos y productos por dos vías principales: el río Magdalena, que conecta con la costa Caribe, y el corredor Puerto Salgar-Barrancabermeja.

### 5.4. Balance de materia

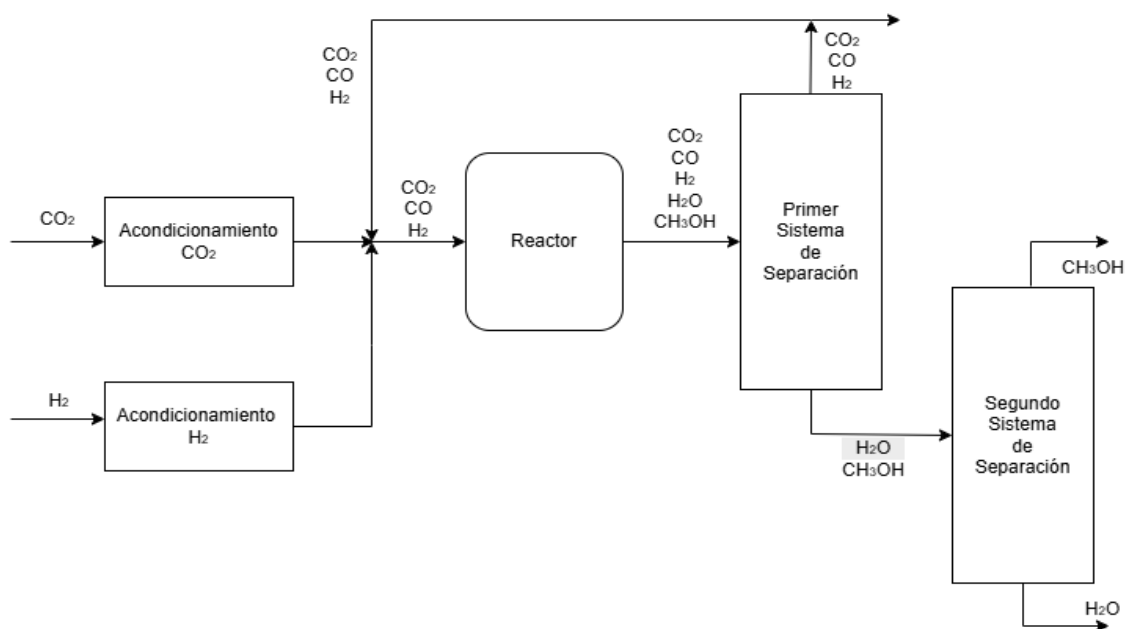
La Figura 3 muestra el diagrama de bloques del proceso. Para la estimación preliminar del balance de materia se adoptan las condiciones de operación reportadas por Van-Dal & Bouallou, (2013): conversión del 33 % en el reactor con una relación molar de alimentación  $H_2/CO_2$  de 3:1, una selectividad del 97,1 % y 5 moles de reciclo por mol en la purga. Estas especificaciones han demostrado un desempeño estable del reactor y permiten definir las corrientes de entrada y salida de la planta.

Para los cálculos preliminares se asumieron separaciones completas. Bajo dicha consideración, los flujos de alimentación al proceso son 497,5 kmol/h para el  $CO_2$  y 1474,5 kmol/h de  $H_2$ . Respecto a las salidas del sistema, se tiene una corriente de purga de 499,3 kmol/h con una composición molar de 74,9 % de  $H_2$ , 24,72 % de  $CO_2$  y 0,38 % de CO; además, se obtiene un flujo

de agua de 374 kmol/h y 363,2 kmol/h de metanol. Como alimentación al reactor se calcularon 740,84 kmol/h de  $\text{CO}_2$  y 2244,18 kmol/h de  $\text{H}_2$ , y la corriente de reciclo se fija en 2496,54 kmol/h.

**Figura 3.**

*Diagrama BFD del proceso*

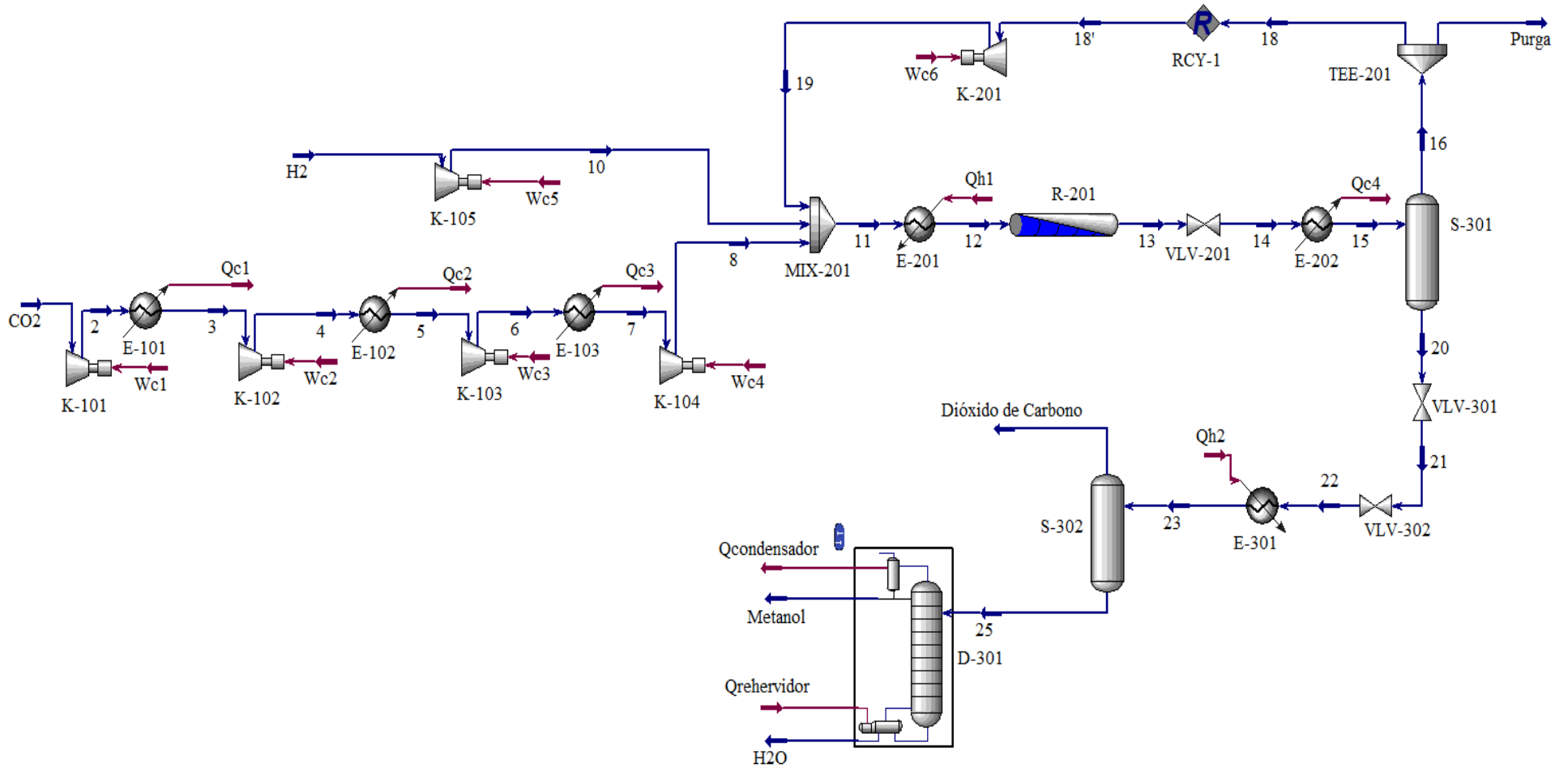


### 5.5. Condiciones de operación

La ruta de síntesis se ve favorecida por temperaturas y presiones altas; sin embargo, la reacción es exotérmica y limitada por equilibrio: un aumento excesivo de la temperatura favorece la reacción RWGS (Sollai *et al.*, 2023). La hidrogenación catalítica del  $\text{CO}_2$  a metanol se lleva a cabo entre 200 y 300 °C y una presión de 50 a 100 bar (Simon *et al.*, 2020). En la Figura 4 se muestra el diagrama del proceso; el  $\text{CO}_2$  está disponible a temperatura y presión ambiente (101,3 kPa y 25 °C), mientras que el  $\text{H}_2$  es alimentado a 3000 kPa y 25 °C, condiciones a las cuales sale del electrolizador, tal como lo define Van-Dal & Bouallou, (2013a).

Figura 4.

Simulación del proceso en Aspen HYSYS



Los reactivos se llevan a la presión de operación del reactor (78 bar) empleando un tren de compresión de una etapa para el H<sub>2</sub> y de cuatro etapas para el CO<sub>2</sub> (relación de compresión de 2,6 para el H<sub>2</sub> y de 2,96 para el CO<sub>2</sub>), según lo sugerido por Seider *et al.*, (2017). Una vez mezclada la alimentación fresca con el flujo de reciclo, se calienta hasta 220 °C antes de ingresar al reactor R-201; debido a la naturaleza exotérmica de la reacción, la corriente (13) sale a 368 °C, la cual se expande hasta 64,8 bar y se enfría hasta 66 °C antes del separador flash S-301, donde se separan livianos y pesados. La fase vapor rica en livianos (16) se somete a reciclo y purga, donde fracción recirculada se comprime nuevamente hasta 78 bar. La fase líquida (20) se expande hasta 1,15 bar y se calienta a 66 °C para ser llevada a un segundo separador flash (S-301) y retirar el CO<sub>2</sub> restante en la corriente. La corriente líquida (25) se alimenta al destilador D-301, donde se obtiene como destilado metanol de alta pureza según lo establecido por la *International Methanol Producers and Consumers Association* (IMPCA, 2015).

### 5.6. Simulación del proceso

De la simulación se obtiene la tabla de corrientes global (Tabla 3), especificando flujos molares, condiciones de operación y composición. Como paquete termodinámico se empleó Soave-Redlich-Kwong (SRK), dado que es una ecuación cúbica de estado adecuada para representar el comportamiento PVT y el equilibrio en sistemas en fase vapor a presiones moderadas y altas. La Tabla 4 presenta el requerimiento total de servicios térmicos del proceso, discriminando la demanda entre calentamiento y enfriamiento. El desglose de la carga térmica por equipo se incluye en el Apéndice C, donde se reportan las contribuciones individuales de cada unidad, y en el Apéndice B se muestran de todas las corrientes del proceso.

**Tabla 3.***Corrientes globales del proceso*

	Unidad	CO2	H2	Purga	Dióxido de Carbono	Metanol	H2O
Fracción de vapor		1	1	1	1	0	0
Temperatura	°C	25	25	66	65,9	60,412	99,98
Presión	kPa	101,325	3000	6466,21	101,31	101,3	101,3
Flujo molar	kmol/h	497,514	1474,497	532,377	75,719	310,2	343,663
Composición molar							
CO2		1	0	0,2159	0,3026	0,0015	0
H2		0	1	0,7604	0,0093	0	0
Metanol		0	0	0,0103	0,5093	0,9985	0
CO		0	0	0,0098	0,0005	0	0
H2O		0	0	0,0035	0,1782	0	1

**Tabla 4.***Requerimiento energético del proceso*

Concepto	Magnitud [kJ/h]
Enfriamiento total	1,2406E+08
Calentamiento total	6,6841E+07
Potencia eléctrica total	1,5894E+07

### 5.6.1 Dimensionamiento de equipos

El dimensionamiento de los equipos se realizó a partir de los resultados de la simulación en Aspen HYSYS, empleando la herramienta *rating/sizing* del software. Por ejemplo, el destilador D-301 posee un diámetro de 2,5 m y consta de 24 platos tipo *sieve*, separados 0,7 metros entre sí, lo que corresponde a una altura interna de 16,8 metros. En el caso del sistema de reacción, el software estimó el volumen total requerido para alcanzar la conversión de operación especificada; no obstante, al aplicar la metodología de Seider *et al.*, (2017) para el cálculo del costo del equipo, se encontró que sus características excedían el rango de aplicabilidad de la correlación empleada.

Por esta razón, el volumen total de reacción se representó mediante un arreglo equivalente de reactores en paralelo. El número de unidades se definió como el mínimo entero necesario para que cada reactor individual quedara dentro del rango de validez de la metodología, particularmente en términos de tamaño/peso del recipiente. Bajo este criterio, se seleccionaron 11 reactores equivalentes en paralelo, a partir de los cuales se estimaron las dimensiones y el costo del sistema de reacción. En el Apéndice D se muestran las ecuaciones empleadas y, al final de este documento, se encuentran los links de acceso a los archivos que detallan los cálculos realizados. En la Tabla 5 se describen los equipos requeridos.

**Tabla 5.***Equipos de la planta*

Equipos	Código	Temperatura [°C]		Presión [kPa]		Descripción	Tamaño
		Entrada	Salida	Entrada	Salida		
Compresor	K-101	25	126,6	101,3	300,2	Aumenta la presión de la corriente de CO <sub>2</sub>	Potencia: 555,6 kW
Cooler	E-101	126,6	50	300,1	286,4	Disminuye la temperatura de la corriente de entrada al compresor K-102	Área: 54,9 m <sup>2</sup> U: 123,4 kJ/h-m <sup>2</sup> -°C
Compresor	K-102	50	162,9	286,4	887,9	Aumenta la presión de la corriente de CO <sub>2</sub>	Potencia: 675,2 kW
Cooler	E-102	162,9	50	887,9	874,1	Disminuye la temperatura de la corriente de entrada al compresor K-103	Área: 24,8 m <sup>2</sup> U: 232,9 kJ/h-m <sup>2</sup> -°C

Compresor	K-103	50	161,1	874,1	2637	Aumenta la presión de la corriente de CO <sub>2</sub>	Potencia: 595,2 kW
Cooler	E-103	161,1	50	2637	2623	Disminuye la temperatura de la corriente de entrada al compresor K-104	Área: 22,9 m <sup>2</sup> U: 453,8 kJ/h-m <sup>2</sup> -°C
Compresor	K-104	50	162,2	2623	7814	Aumenta la presión de la corriente de CO <sub>2</sub>	Potencia: 549,3 kW
Compresor	K-105	25	153	3000	7814	Aumenta la presión de la corriente de H <sub>2</sub>	Potencia: 1535,8 kW
Heater	E-201	113,9	220	7814	7800	Aumenta la temperatura de la corriente de entrada al reactor R-201	Área: 254,16 m <sup>2</sup> U: 1420,1 kJ/h-m <sup>2</sup> -°C
Compresor	K-201	66	89,44	6466	7814	Aumenta la presión de la corriente de recicló	Potencia: 535,3 kW
Reactor PFR	R-201	220	367,5	7800	7797	Conversión de reactivos a metanol	Capacidad: 2.665 m <sup>3</sup> Largo: 37,6 m Diámetro: 9,5 m
Cooler	E-202	366,8	66	6480	6466	Disminuye la temperatura de la corriente de entrada al separador S-301	Área: 109,8 m <sup>2</sup> U: 2609.6 kJ/h-m <sup>2</sup> -°C
Flash	S-301	66	66	6466	6466	Separación del efluente del reactor	Capacidad: 5,8547 m <sup>3</sup> Altura: 4,267 m Diámetro: 1,219 m
Heater	E-301	56,9	65.9	115.1	101.3	Aumenta la temperatura para favorecer la separación en S-302	Área: 7,28 m <sup>2</sup> U: 8998,4 kJ/h-m <sup>2</sup> -°C

Flash	S-302	65,9	65,9	101,3	101,3	Separación de las trazas de contaminantes presentes en el metanol	Capacidad: 0,4572 m <sup>3</sup> Largo: 1.372 m Diámetro: 0.4572 m
Destilador	D-301	65,9	60,41 99,98	101,3	101,3	Separación de la mezcla agua-metanol	# platos: 24 Altura: 16,8 m Diámetro: 2,5 m
Rehervidor	Reboiler	99,97	99,98	101,3	101,3	Evapora parte del flujo para recircularlo al destilador	Área: 192,2 m <sup>2</sup> U: 696,8 kJ/h-m <sup>2</sup> -°C
Condensador	Condenser	67,05	60,41	101,3	101,3	Una parte regresa a la columna como reflujo y la otra sale como destilado.	Área: 398,7 m <sup>2</sup> U: 8713,7 kJ/h-m <sup>2</sup> -°C
Válvula	VLV-201	367,5	366,8	7797	6480	Reduce la presión que sale del separador S-301	Diámetro: 6 in Cv: 457,7
Válvula	VLV-301	66	66,77	6466	1246	Reduce la presión para la entrada al destilador D-301	Diámetro: 1 in Cv: 6,539
Válvula	VLV-302	66,77	56,9	1246	115,1	Reduce la presión para la entrada al separador S-302	Diámetro: 2 in Cv: 21,9

En cuanto a las válvulas, Aspen HYSYS calcula el  $C_v$  requerido a partir de las condiciones de operación del proceso, de acuerdo con la metodología ANSI/ISA. El parámetro  $C_v$  se emplea como índice estandarizado de capacidad y, por definición, corresponde al número de US gpm de agua a 60 °F que atraviesa una restricción con una caída de presión de 1 psia (Baker Hughes, 2022). Sin embargo, aunque el simulador calcule este valor, no define directamente el diámetro nominal de la válvula; para ello se sigue el procedimiento reportado por Emerson, (2017), mediante el cual,

una vez obtenido el  $C_v$ , se consultan las tablas de coeficiente y los catálogos técnicos de los fabricantes para seleccionar el tamaño nominal correspondiente. Se definió la familia de válvulas de acuerdo con las condiciones de presión y temperatura, y se seleccionó el menor tamaño nominal cuyo  $C_v$  fuese igual o superior al requerido para evitar sobredimensionamiento. Para la válvula VLV-201 se eligió una válvula tipo globo Fisher HPD con un diámetro de 6 in, debido a su configuración para alta presión y temperatura, mientras que para las válvulas VLV-301 y VLV-302, al tratarse de corrientes con menor temperatura, son de tipo globo Fisher HPS-C de característica lineal de 1 y 2 in, respectivamente (Emerson, 2025).

### 5.7 Servicios Industriales

En este apartado se utilizó el módulo *Utilities/Services* de Aspen HYSYS para consolidar el consumo de servicios industriales asociado al *flowsheet*. Esta herramienta determina los requerimientos de servicios a partir de los balances de energía de los equipos del proceso, incluyendo intercambiadores de calor y equipos con demanda eléctrica (compresores). Los costos de los servicios se definieron según la fuente disponible: para agua de enfriamiento y electricidad se emplearon tarifas obtenidos a partir de facturas reales de servicios públicos de municipio de Barrancabermeja, Santander, lugar seleccionado para la planta. Para el vapor de calentamiento (diferenciando niveles de presión) se adoptaron los valores unitarios establecidos en la base económica empleada por el simulador. La Tabla 6 muestra el consumo anual del servicio, el costo unitario adoptado, el costo anual resultante para cada equipo, y los costos operativos asociados a los servicios.

**Tabla 6.***Servicios Industriales del proceso*

Servicio	Equipo	Consumo	Costo unitario	Costo anual [USD]	
Agua de enfriamiento	E-101	3,071E+05	m <sup>3</sup> /año	1,114 USD/m <sup>3</sup>	3,422E+05
	E-102	4,674E+05			5,208E+05
	E-103	4,924E+05			5,487E+05
	E-202	1,377E+07			1,535E+07
	Condensador	9,573E+06			1,067E+07
Vapor de baja	E-301	8,701E+06	kg/año	0,018 USD/kg	1,566E+05
	Rehervidor	2,067E+08			3,720E+06
Vapor de alta	E-201	7,758E+07	kg/año	0,026 USD/kg	2,017E+06
Electricidad	K-101	4,526E+06	kW/año	0,209 USD/kW	9,452E+05
	K-102	5,094E+06			1,064E+06
	K-103	4,849E+06			1,013E+06
	K-104	4,476E+06			9,348E+05
	K-105	1,251E+07			2,613E+06
	K-201	4,523E+06			9,447E+05

## 5.8 Integración Energética

Con el fin de reducir el consumo de servicios industriales, se evaluó la integración energética del proceso mediante el análisis pinch. A partir de las corrientes obtenidas en la simulación, se determinó el potencial de recuperación térmica y se definió una red de intercambio de calor para la configuración final del proceso.

### 5.8.1 Análisis Pinch

Esta metodología se emplea para identificar requerimientos mínimos de calentamiento, enfriamiento y para orientar la síntesis de redes de intercambio de calor (Smith, 2016; Seider *et al.*, 2017). Para ello, se identificaron las corrientes calientes y frías del proceso a partir de los resultados de la simulación, incluyendo cargas latentes asociadas al rehervidor y condensador de la columna de destilación. Como criterio de diseño se tomó un  $\Delta T_{\min}$  de 20 °C. Este parámetro

representa la diferencia mínima de temperatura permitida entre una corriente caliente y una fría durante el intercambio de calor. Se seleccionó un valor intermedio dado que valores menores favorecen una mayor recuperación de calor, pero exigen mayores áreas de intercambio (mayor costo); y en contraste, valores mayores reducen el área requerida y simplifican la red, aunque incrementa el consumo de servicios industriales (Smith, 2016). A partir del valor adoptado de  $\Delta T_{\min}$  se calcularon las temperaturas desplazadas de las corrientes del proceso con el fin de construir la cascada de calor y determinar el punto pinch. Para las corrientes calientes ( $T_H$ ) se empleó la Ecuación 7 y para las frías ( $T_c$ ) la Ecuación 8 (Smith, 2016).

$$T_H^* = T_H - \frac{\Delta T_{\min}}{2} \quad (\text{Ec. 7})$$

$$T_c^* = T_c + \frac{\Delta T_{\min}}{2} \quad (\text{Ec. 8})$$

Con estas temperaturas desplazadas se construyó la cascada de calor en una hoja de cálculo de Excel, a partir del cual se determinó un requerimiento mínimo de servicio industrial de calentamiento de 1,63 MW y un requerimiento de servicio industrial de enfriamiento de 17,53 MW. Así mismo, el punto pinch se localizó en 120 °C para las corrientes calientes y 100 °C para las frías. El detalle de las corrientes consideradas, las temperaturas desplazadas y la cascada de calor se presentan en el Apéndice E.

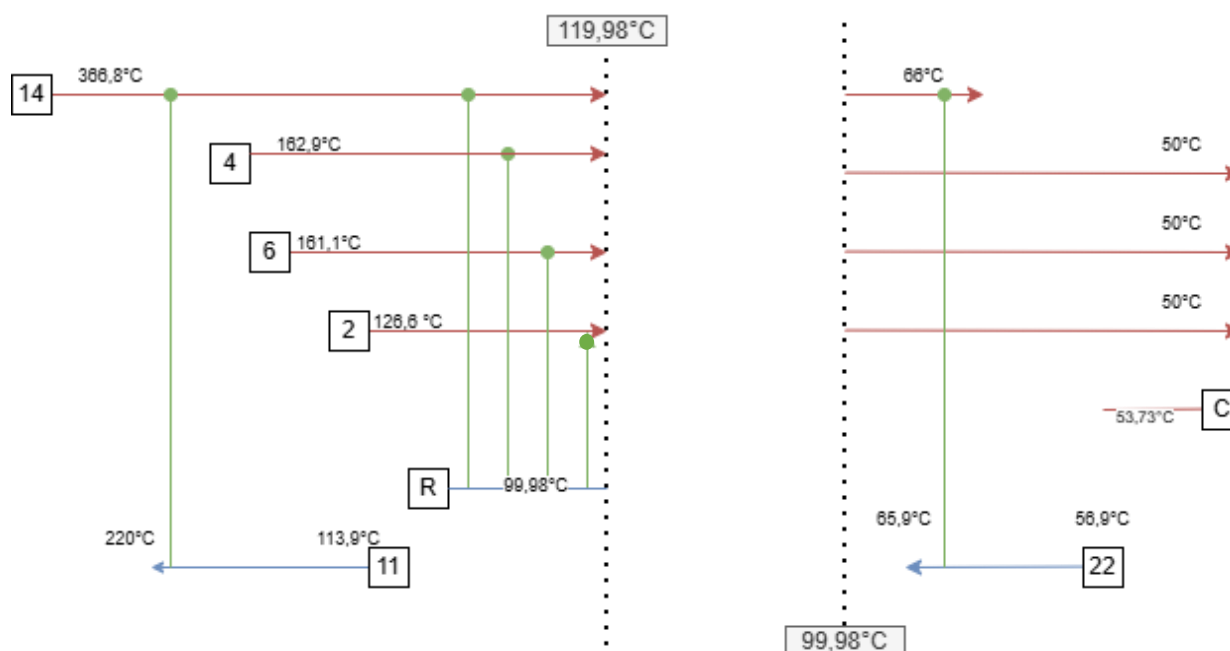
### ***5.8.2 Red de intercambio de calor seleccionada***

A partir del análisis pinch se obtuvo una red inicial de intercambio térmico correspondiente a una configuración de máxima recuperación energética (Figura 5). Esta red permitió identificar las principales oportunidades de aprovechamiento de calor en el proceso, especialmente en el entorno del rehervidor de la columna D-301. Sin embargo, la configuración de máxima recuperación requiere de un mayor número de intercambiadores, pues implica distribuir el aporte

térmico del rehervidor entre varias corrientes del proceso y su implementación y adaptación al sistema es más compleja. Por esta razón, se optó por una red simplificada, priorizando los intercambios con mayor carga térmica, recuperable y mejor conveniencia técnico-operativa, en concordancia con el criterio de compromiso entre recuperación de energía y simplicidad de la red reportado por Smith, (2016) y Seider *et al.*, (2017).

### Figura 5.

*Red de intercambio de calor.*



*Nota. Elaboración propia.*

La red seleccionada aprovecha la corriente caliente 14 del proceso en tres intercambios principales: calentamiento de la corriente fría 11, aporte térmico al rehervidor y calentamiento de la corriente fría 22, para un calor total recuperado de 16,4 MW. Esta configuración conserva la mayor parte del potencial de recuperación térmica identificado en el análisis, pero con un menor número de equipos adicionales. La Figura 6 presenta el diagrama PFD con la integración energética seleccionada, en donde se resalta con bordes punteados los intercambiadores que

componen la integración energética. El detalle de los balances energéticos realizados se presenta en el apéndice E.

### 5.8.3 Efecto sobre los servicios industriales

La red de integración seleccionada reduce el requerimiento de calentamiento externo al recuperar calor desde corrientes internas del proceso. El principal aporte corresponde al intercambio con el rehervidor, seguido del precalentamiento de las corrientes 11 y 25. En consecuencia, el consumo de servicios industriales del proceso fue recalculado considerando la recuperación de calor obtenida y la incorporación de los intercambiadores adicionales requeridos por la red integrada. La Tabla 7 demuestra la comparativa entre los servicios industriales con y sin integración energética, en donde se evidencia la reducción del requerimiento de vapor de calentamiento y agua de enfriamiento.

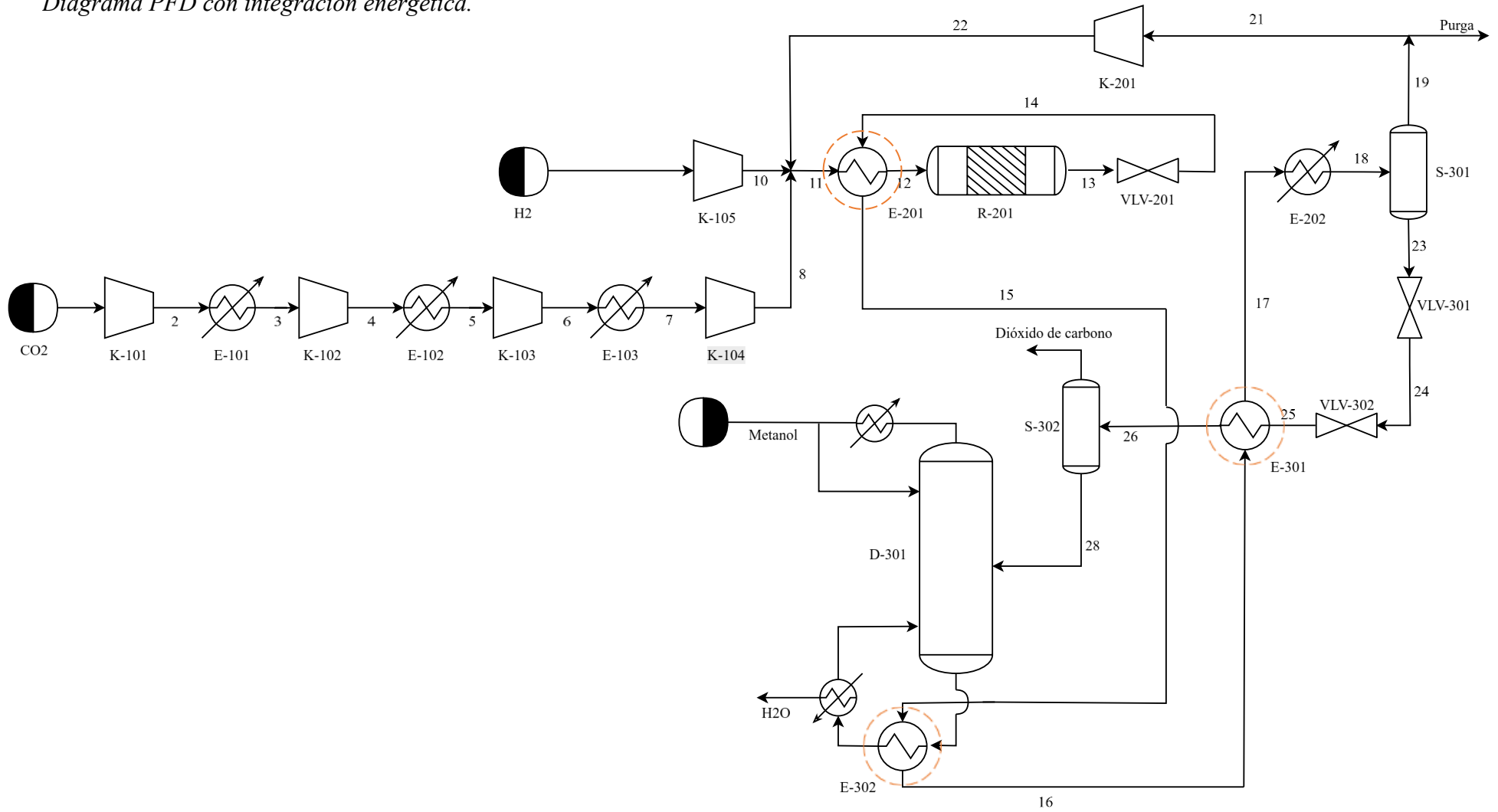
**Tabla 7.**

*Comparativa de servicios industriales*

Equipo	Tipo de servicio	Energía requerida/liberada [MW]		Total [MW]	
		Sin IE	Con IE	Sin IE	Con IE
E-101	Qc1	0,43	0,43		
E-102	Qc2	0,65	0,65		
E-103	Qc3	0,69	0,69	34,46	19,44
E-202	Qc4	19,28	4,26		
D-301	Qcondensador	13,4	13,4		
D-301	Qrehervidor	13,54	3,58	14,11	3,58
E-301	Qh2	0,57	-		
E-201	Qh1	4,46	-	4,46	-

**Figura 6.**

*Diagrama PFD con integración energética.*



## 6. Análisis Financiero

### 6.1 Estimación de los costos de capital (CAPEX)

Se usó el módulo de evaluación económica *Aspen Process Economic Analyzer* (APEA), el cual calcula los costos mediante reglas de escalamiento y modelos económicos incorporados. No obstante, APEA no se empleó para todos los equipos; por ejemplo, en el caso del sistema de reacción se aplicó la metodología para recipientes a presión propuesta por Seider *et al.*, (2017) y las reglas de diseño establecidas por ASME BPVC Sección VIII, División 1 (ASME, 2025). Los valores encontrados se actualizaron al año de análisis mediante el índice de costos y una descripción detallada del procedimiento se encuentra en el Apéndice F. Para estimar el precio de las válvulas se optó por solicitar cotizaciones a proveedores (Granada Ferretería Industrial y Ferro Petrol). En la Tabla 8 se evidencia el costo de compra agrupado por equipos del proceso y los costos individuales se presentan en el apéndice G.

**Tabla 8.**

*Comparativa de los costos fijos de la planta*

Equipos	Costos [USD]	Instalación [USD]	Total [USD]
Compresores	\$10.674.300	\$1.398.400	\$12.072.700
Intercambiadores de calor	\$ 502.800	\$ 1.749.600	\$ 2.252.400
Separadores	\$100.400	\$315.100	\$415.500
Sistema de reacción	\$59.515.284	\$73.890.982	\$95.663.203
Destilador	\$343.200	\$433.200	\$776.400
Válvulas	\$5.171,97	-	\$5.171,97
<b>CAPEX total (USD)</b>			<b>\$111.185.375</b>

### 6.2 Estimación de los costos de operación (OPEX)

En la estimación de los costos de operación de la planta se tuvo en cuenta el valor de los servicios industriales requeridos y de la materia prima necesaria, como se evidencia en la Tabla 9.

**Tabla 9.***Costos operativos del proceso*

<b>COSTOS DE OPERACIÓN</b>		
<b>Ítem</b>	<b>Valor anual [USD]</b>	<b>Total[USD/año]</b>
	\$ 14.407.245,13	
Servicios Industriales	\$ 1.043.006,84	\$ 22.998.021
	\$ 7.547.769,28	
Materias primas	\$ 123.706.530	\$ 133.632.539
	\$ 9.926.009	
<b>Opex total anual (USD)</b>		<b>\$ 156.630.560</b>

### 6.3 Indicadores Económicos

#### 6.3.1 Potencial Económico 2 y 3

Para evaluar económicamente el proceso se empleó el potencial económico 2 (PE2), el cual es definido la diferencia entre el valor de venta de los productos y el costo de los reactivos (Frumkin & Doherty; 2020). Por otra parte, el potencial económico 3 (PE3) evalúa la rentabilidad del proceso tomando en cuenta materias primas, los costos operativos y los costos por equipos (Salgari, 2023). Para los cálculos (Ecuación 9) se consideró solamente la venta por metanol, adoptando un precio de 0,426 USD/kg (Veritrade, 2026), mientras que para las materias primas se empleó un costo de 0,05174 USD/kg para el CO<sub>2</sub> capturado (Marques *et al.*, 2025), y para el H<sub>2</sub> verde un valor de 4,75 USD/kg (Cussio, 2025). El CO generado como subproducto no se tomó en consideración debido a su bajo flujo, además de requerir etapas adicionales de separación y purificación. El análisis se realizó tomando los costos de capital y operativos del proceso con integración energética, arrojando un PE2 de -89.799.031 USD/año.

$$PE3 = PE2 - CAPEX_{anual} - OPEX \quad (\text{Ec. 9})$$

El  $CAPEX_{anual}$  es el costo anual equivalente de la inversión de capital. Este se calculó a partir de la Ecuación 10, que define el factor de recuperación de capital (CRF), el cual convierte el CAPEX total en una anualidad uniforme durante la vida útil del proyecto (U.S. EPA, 2017).

$$CAPEX_{anual} = CAPEX \cdot CRF \quad (\text{Ec. 10})$$

$$CRF = \frac{i(1+i)^N}{(1+i)^N - 1} \quad (\text{Ec. 11})$$

En este estudio se empleó una tasa de descuento  $i$  de 10 % y una vida útil (N) de 20 años, de acuerdo con lo sugerido por Cuevas Castillo *et al.*, (2024) en su estudio económico de sistemas *Power to X*. Con estos valores se obtuvo un CRF de 0,11746 y un  $CAPEX_{anual}$  de 13.059.792 USD/año. Por lo tanto, el PE3 es de -125.856.845 USD/año, lo cual indica que, bajo los supuestos económicos adoptados, los ingresos del proceso no compensan los costos operacionales ni la carga anual equivalente del CAPEX.

### 6.3.2 Indicadores Financieros

Para un horizonte de 20 año con una tasa de retorno del 10 %, inflación del 3 % E. A. y una operación de 8.150 h/año, se tiene un valor actual neto (VAN) de -1.289.967.864,01

. Adicionalmente, la tasa interna de retorno (TIR) no se encuentra definida, debido a que los flujos netos no toman valores positivos, condición necesaria para que exista dicha tasa. Así mismo, como es evidente, el periodo de recuperación (PR) no se alcanza en el horizonte del proyecto. Como indicador complementario se estimó el costo nivelado del metanol (LCOM), obteniendo un valor de 2.392 USD/ton, el cual refleja el costo promedio para producir una tonelada de metanol a lo largo de la vida útil de la planta, muy por encima del precio de venta adoptado (426 USD/ton).

La no viabilidad se asocia, principalmente, con el elevado costo de las materias primas y con la alta inversión requerida por el sistema de reacción. En particular, el costo del H<sub>2</sub> verde se

relaciona con su limitada disponibilidad en el contexto nacional, dado que su obtención en Colombia aún se encuentra en etapa de proyectos piloto, lo que restringe una oferta local consolidada y desfavorece su costo de suministro. En cuanto al sistema de reacción, su importante participación en el CAPEX es por el alto volumen requerido y la carga inicial de catalizador, contribuyendo, aproximadamente, al 86 % del CAPEX total de la planta. En este sentido, una mejora en el desempeño económico del proceso dependería, por una parte, de condiciones que permitan reducir la inversión asociada al sistema de reacción. Aunque en este estudio se empleó Cu/ZnO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> (CZA) por ser el catalizador de referencia industrial para la síntesis de metanol, la literatura reporta formulaciones alternativas para la hidrogenación de CO<sub>2</sub> a metanol. Entre ellas destaca el sistema ZnO-ZrO<sub>2</sub> en solución sólida, que ha mostrado selectividades de 86-91 %, con conversión a un paso superior al 10 % (Wang *et al.*, 2017); por otra parte, el catalizador ternario Cu-ZnO-ZrO<sub>2</sub> reportó 18,2 % de conversión de CO<sub>2</sub> y 80,2 % de selectividad hacia metanol (Wang *et al.*, 2019), mientras que un sistema Pt/In<sub>2</sub>O<sub>3</sub> mostró selectividades cercanas al 100 % por debajo de 225 °C (Sun *et al.*, 2020). No obstante, estas formulaciones aún están en fase de investigación y no se emplean a nivel comercial.

## 7. Conclusiones

En el marco de la descarbonización y como estrategia de valorización de CO<sub>2</sub>, se propone la producción de metanol verde a partir de H<sub>2</sub> y CO<sub>2</sub>. Como materia prima se consideró CO<sub>2</sub> capturado mediante la absorción química con monoetanolamina (MEA), así como H<sub>2</sub> obtenido por electrolisis del agua alimentada con fuentes de energía renovable. Como ruta de síntesis se seleccionó la hidrogenación catalítica de CO<sub>2</sub>, la cual comprende tanto la reacción de formación de metanol como la reacción secundaria de desplazamiento inverso gas-agua (RWGS), empleando como catalizador Cu/ZnO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> (CZA). Aunque la literatura reporta formulaciones catalíticas alternativas, el catalizador CZA se emplea a escala industrial para este tipo de procesos.

La simulación en aspen HYSYS del proceso permitió obtener 310,2 kmol/h de metanol a partir de una alimentación de 497,5 kmol/h de CO<sub>2</sub>, tomando en cuenta como variables de diseño una relación molar H<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> de 3:1 y una conversión del 33 % en el reactor. La simulación integró las etapas de acondicionamiento de materias primas, reacción, separación y purificación del producto, y permitió definir el dimensionamiento de equipos principales y los servicios industriales necesarios, destacando que el sistema de reacción requiere un volumen total de 2.665 m<sup>3</sup>. Adicionalmente, la red de integración energética seleccionada recupera 16,4 MW de calor mediante tres intercambiadores principales, lo que contribuye a la reducción de los requerimientos de servicios industriales del proceso. En particular, se estimó un consumo de 1.580 m<sup>3</sup>/h de agua de enfriamiento, 7.101 kg/h de vapor de calentamiento y 4.428,6 kW de energía eléctrica.

Finalmente, el análisis financiero evidenció que la planta no es rentable bajo las condiciones evaluadas. El CAPEX total estimado fue de 111.185.375 USD con un OPEX anual de 156.630.560 USD/año; además, el potencial económico bruto es de -89.799.031 USD/año, lo que

indica que el precio de venta del metanol no alcanza a compensar el costo de las materias primas. Adicionalmente, para un horizonte de 20 años, una tasa de retorno del 10 %, una inflación del 3 % E.A. y 8.150 h/año de operación, se obtuvo un VAN de -1.289.967.864,01 USD, una TIR no definida y un periodo de recuperación no alcanzado, y un costo nivelado del metanol (LCOM) de 2.392 USD/ton, valor considerablemente superior al precio de venta adoptado (426 USD/ton). Este escenario desfavorable se atribuye, principalmente, al alto costo de las materias primas, especialmente del H<sub>2</sub> verde (4,75 USD/kg), y a la elevada inversión requerida por el sistema de reacción, representando alrededor del 86 % del CAPEX total estimado.

### Referencias

- Agencia Internacional de Energía – IEA. (2021). Carbon Capture, Utilisation and Storage: CCUS in clean energy transitions. <https://www.iea.org/reports/ccus-in-clean-energy-transitions>
- Ali O M Maka, Mubbashar Mehmood, Green hydrogen energy production: current status and potential, Clean Energy, Volume 8, Issue 2, April 2024, Pages 1–7, <https://doi.org/10.1093/ce/zkae012>
- Alper, E., & Yuksel Orhan, O. (2017). CO<sub>2</sub> utilization: Developments in conversion processes. *Petroleum*, 3(1), 109–126. <https://doi.org/10.1016/J.PETLM.2016.11.003>
- Álvarez, D. O. (2025, 3 abril). *Hidrógeno - Qué es, características, usos y aplicaciones*. Concepto. <https://concepto.de/hidrogeno/>
- American Society of Mechanical Engineers. (2025). Boiler and Pressure Vessel Code (BPVC): Section VIII—Rules for Construction of Pressure Vessels, Division 1 (BPVC.VIII.1-2025). ASME.*
- Aristizábal-Alzate, C. E., Dongil, A. B., & Romero-Sáez, M. (2024). Methanol Production from Residual Coffee Pulp Gasification Using Cu/ZnO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> Catalyst: Simulation and ANOVA Assessment. *ChemCatChem*, 16(19). <https://doi.org/10.1002/cctc.202400222>
- Arnaiz del Pozo, C., Cloete, S., & Jiménez Álvaro, Á. (2022). Techno-economic assessment of long-term methanol production from natural gas and renewables. *Energy Conversion and Management*, 266(115785), 115785. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2022.115785>
- ASME. (2025). ASME Boiler and Pressure Vessel Code, Section VIII: Rules for Construction of Pressure Vessels, Division 1 (BPVC.VIII.1). The American Society of Mechanical Engineers.
- Babazadeh Shayan, S., Seyedpour, S. M., Ommi, F., Moosavy, S. H., & Alizadeh, M. (2011). Impact of methanol–gasoline fuel blends on the performance and exhaust emissions of a SI engine.

International Journal of Automotive Engineering, 1(3), 219–227.

<https://doi.org/10.18245/ijaet.486410>

Bains, P., Psarras, P., & Wilcox, J. (2017). CO<sub>2</sub> capture from the industry sector. *Progress in Energy and Combustion Science*, 63, 146–172. <https://doi.org/10.1016/j.pecs.2017.07.001>

Baker Hughes. (2022). *Masoneilan™ control valve sizing handbook* (Technical Specifications, Rev. C – 02/2022). Baker Hughes. BHMN-Valve-Sizing-Handbook-TS-19540C-0222-R1

Banco de la República. (2025, 28 de noviembre). La Junta Directiva del Banco de la República reitera la meta de inflación del 3%. <https://www.banrep.gov.co/es/noticias/junta-directiva/meta-inflacion-2026>

Bazaluk, O., Havrysh, V., Nitsenko, V., Baležentis, T., Streimikiene, D., & Tarkhanova, E. A. (2020). Assessment of Green Methanol Production Potential and Related Economic and Environmental Benefits: The Case of China. *Energies*, 13(12), 3113. <https://doi.org/10.3390/en13123113>

Carmen Laraña. (2024). ¿Qué es y cómo se produce el metanol verde? Recuperado de [https://www.larazon.es/andalucia/que-como-produce-metanol-verde\\_20240111659f76d1cf86730001dbfc7e.html](https://www.larazon.es/andalucia/que-como-produce-metanol-verde_20240111659f76d1cf86730001dbfc7e.html)

Castiblanco, O., Agudelo, A., López, D., & Cardona, S. (2020). Producción de hidrógeno y su perspectiva en Colombia: una revisión. *Gestión y Ambiente*, 23(2), XX-XX. DOI: <https://doi.org/10.15446/ga.v23n2.86466>

Chemical Engineering. (s. f.). *Plant Cost Index Beta*. ChemEngOnline. Recuperado el [15 de Febrero, 2026], de <https://www.chemengonline.com/plant-cost-index-beta/>

Cheng, W. H. (Ed.). (1994). Methanol production and use. CRC Press.

Cong Chao, Yimin Deng, Raf Dewil, Jan Baeyens, Xianfeng Fan, Post-combustion carbon capture, Renewable and Sustainable Energy Reviews, Volume 138, 2021, 110490, ISSN 13640321, <https://doi.org/10.1016/j.rser.2020.110490>. (<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1364032120307760>)

*Conversión y uso final*. (s/f). Gov.co. Recuperado el 5 de noviembre de 2025, de

<https://www.minenergia.gov.co/es/ecosistema-hidrogeno-colombia/h2-en-colombia/cadena-de-valor/conversion-uso-final/>

Cuevas Castillo, G. A. (2024). Techno-Economic and Life Cycle Assessment of Power-to-X Systems for the Defossilisation of the Chemical Industry [Tesis doctoral, The University of Sheffield].

Curcio, E. (2025). Techno-Economic Analysis of Hydrogen Production: Costs, Policies, and Scalability in the Transition to Net-Zero. arXiv. <https://arxiv.org/abs/2502.12211>

Edpada. (30 de Marzo de 2025). El cambio climático, en datos y gráficos. <https://www.epdata.es/datos/cambio-climatico-datos-graficos/447#:~:text=La%20temperatura%20global%20promedio%20de,detr%C3%A1s%20de%20agosto%20de%202016>.

Emerson. (2017). *ANSI/ISA/IEC valve sizing* (Catalog 12, Section 2). <https://www.emerson.com/documents/automation/product-data-sheet-catalog-12-section-2-june-2017-fisher-en-122572.pdf>

Emerson. (2025, marzo). *Fisher HP Series control valves* (Product Bulletin D101635X012). Fisher.

<https://www.emerson.com/documents/automation/product-bulletin-fisher-hp-series-control-valves-en-123584.pdf>

Fasihi, M., & Breyer, C. (2024). Global production potential of green methanol based on variable renewable electricity. *Energy & Environmental Science*, 17(10), 3503–3522.

<https://doi.org/10.1039/d3ee02951d>

Fernández del Álamo, D. (2024). *Planta de producción de metanol a partir de CO<sub>2</sub> capturado* (Trabajo de Fin de Grado, Universidad de Valladolid). Escuela de Ingenierías Industriales, Universidad de Valladolid. <https://uvadoc.uva.es/handle/10324/68743>

Ferretería Granada. (s. f.). *V. globo 2" A.C 600 PSI A216 RF XHV*. <https://granadaycia.com/valvula-globo-flanchada/val-globo-2-ac-600-psi-a216-rf-xhv>

Ferro Petrol. (s. f.). *Válvula globo de acero al carbón 1" clase 800 LB conexión socket weld.*, [dehttps://ferropetrol.com/products/valvula-globo-ac-1-x-800-lb-sw](https://ferropetrol.com/products/valvula-globo-ac-1-x-800-lb-sw)

Flowserve Corporation. (1995). *Control valve Cv: Sizing & selection* (SS-4, Rev. 2/95). Flowserve (Valtek).

[https://www.helgem.com.tw/Valtek/Electronic%20Literature/Literature/Valtek%20Control%20Products%20Literature/Sizing%20and%20Selection/SS\\_4.PDF](https://www.helgem.com.tw/Valtek/Electronic%20Literature/Literature/Valtek%20Control%20Products%20Literature/Sizing%20and%20Selection/SS_4.PDF)

Fózer, D., Tóth, A. J., Varbanov, P., Klemeš, J. J., & Mizsey, P. (2021). Sustainability assessment of biomethanol production via hydrothermal gasification supported by artificial neural network.

*Journal of Cleaner Production*, 318, article 128606.

<https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2021.128606>

- Frumkin, J. A., & Doherty, M. F. (2020). A rapid screening methodology for chemical processes. *Computers & Chemical Engineering*, *142*(107039), 107039. <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2020.107039>
- Green, D. W., & Southard, M. Z. (Eds.). (2019). *Perry's chemical engineers' handbook* (9<sup>th</sup> ed.). McGraw-Hill Education.
- Gkotsis, P., Peleka, E., & Zouboulis, A. (2023). Membrane-Based Technologies for Post-Combustion CO<sub>2</sub> Capture from Flue Gases: Recent Progress in Commonly Employed Membrane Materials. *Membranes*, *13*(12), 898. <https://doi.org/10.3390/membranes13120898>
- Global CCS Institute. (2023). Global Status of CCS 2023. <https://www.globalccsinstitute.com>
- Guil-López, R., Mota, N., Llorente, J., Millán, E., Pawelec, B., Fierro, J. L. G., & Navarro, R. M. (2019). Methanol Synthesis from CO<sub>2</sub>: A Review of the Latest Developments in Heterogeneous Catalysis. *Materials* (Basel, Switzerland), *12*(23), 3902. <https://doi.org/10.3390/ma12233902>
- Harvey, A. H. (1998). Thermodynamic properties of water: Tabulation from the IAPWS Formulation 1995 for the thermodynamic properties of ordinary water substance for general and scientific use (NISTIR 5078). National Institute of Standards and Technology.
- Henan Yetan Environmental Protection Material Co., Ltd. (s. f.). Catalizador de producción de metanol CuO/ZnO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> (grado industrial). Alibaba. Recuperado el [18 02 2026], de [https://spanish.alibaba.com/product-detail/Industry-Grade-CuO-ZnO-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>-Methanol-1601200254596.html](https://spanish.alibaba.com/product-detail/Industry-Grade-CuO-ZnO-Al2O3-Methanol-1601200254596.html)
- Hyndman, R. J., & Athanasopoulos, G. (2018). *Forecasting: principles and practice*. OTexts.

Iberdrola. (2025). Metanol verde: el combustible que puede acelerar la transición energética del transporte marítimo. <https://www.iberdrola.com/conocenos/nuestra-actividad/hidrogeno-verde/metanol-verde>

IEA (2020), CCUS in Clean Energy Transitions, IEA, Paris <https://www.iea.org/reports/ccus-in-clean-energy-transitions>, Licence: CC BY 4.0

International Methanol Producers and Consumers Association (IMPCA). (2015, December 8). *IMPCA methanol reference specifications*. <https://www.methanolspa.com/wp-content/uploads/2020/10/160420-IMPCA-Ref-Spec-08-December-2015.pdf>

Instituto de Hidrología, Meteorología y Estudios Ambientales (IDEAM). (s.f.). *Inventario de Emisiones Atmosféricas de Colombia: Gases de Efecto Invernadero (1990-2021), Contaminantes Criterio y Carbono Negro (2010-2021)* [Diapositivas de PowerPoint]. IDEAM. [https://www.ideam.gov.co/sites/default/files/prensa/eventos/cali\\_presentacion\\_lanzamiento\\_cop.pdf](https://www.ideam.gov.co/sites/default/files/prensa/eventos/cali_presentacion_lanzamiento_cop.pdf)

IPCC. (2022). Climate Change 2022: Mitigation of Climate Change. Working Group III Contribution to the Sixth Assessment Report. <https://www.ipcc.ch>

IRENA (International Renewable Energy Agency) (2021). Innovation outlook: Renewable methanol. IRENA. [https://www.irena.org//media/Files/IRENA/Agency/Publication/2021/Jan/IRENA\\_Innovation\\_Renewable\\_Methanol\\_2021.pdf](https://www.irena.org//media/Files/IRENA/Agency/Publication/2021/Jan/IRENA_Innovation_Renewable_Methanol_2021.pdf)

Katare, Aviti & Kumar, Shubham & Kundu, Sukanya & Sharma, Swapnil & Kundu, Lal & Mandal, Bishnupada. (2023). Mixed Matrix Membranes for Carbon Capture and Sequestration: Challenges and Scope. ACS Omega. 8. 17511-17522. 10.1021/acsomega.3c01666.

- Kauw, M. *et al.* (2015). Green methanol from hydrogen and carbon dioxide using geothermal energy and/or hydropower in Iceland or excess renewable electricity in Germany. Recuperado de: [https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0360544215006696?casa\\_token=kyOZ3EZgS5YAAAAA:MuKIBgiriGX\\_byn5hF1Sy1N1Ox05GM-04IEJT840mdUaLK5h-aWAFm9XxyzNFLAgxNCT63Gw6R3K](https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0360544215006696?casa_token=kyOZ3EZgS5YAAAAA:MuKIBgiriGX_byn5hF1Sy1N1Ox05GM-04IEJT840mdUaLK5h-aWAFm9XxyzNFLAgxNCT63Gw6R3K).
- Khraisheh, M., Almomani, F., & Walker, G. (2020b). Solid Sorbents as a Retrofit Technology for CO<sub>2</sub> Removal from Natural Gas Under High Pressure and Temperature Conditions. *Scientific Reports*, 10(1). <https://doi.org/10.1038/s41598-019-57151-x>
- Kim, G., Lee, H. Developing Heterogeneous Catalysts for Reverse Water–Gas Shift Reaction in CO<sub>2</sub> Valorization. *Korean J. Chem. Eng.* (2024). <https://doi.org/10.1007/s11814-024-00349-1>
- Koohestanian, E., & Shahraki, F. (2021). Review on principles, recent progress, and future challenges for oxy-fuel combustion CO<sub>2</sub> capture using compression and purification unit. *Journal of Environmental Chemical Engineering*, 9(4), 105777. <https://doi.org/10.1016/j.jece.2021.105777>
- Kumar, GS, Viswandham, M., Gupta, AVSSK y Kumar, GS (2013). Una revisión de la captura de CO<sub>2</sub> precombustión en IGCC. *IJRET: Revista Internacional de Investigación en Ingeniería y Tecnología*, 2 (5), 847-852. Disponible en <http://www.ijret.org>
- Ledakowicz, S., Nowicki, L., Petera, J., Nizioł, J., Kowalik, P., & Gołębiowski, A. (2013). Kinetic characterisation of catalysts for methanol synthesis. *Chemical and Process Engineering*, (4).
- Lee, B. *et al.* (2020). Renewable methanol synthesis from renewable H<sub>2</sub> and captured CO<sub>2</sub>: How can power-to-liquid technology be economically feasible? Recuperado de: [https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0306261920313052?casa\\_token=MxqAm](https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0306261920313052?casa_token=MxqAm)

mPgh\_wAAAAA:OP96vc8E7Z0NdJCSJd4HPCRaQqm4vSDibrbe5RKPwpi95GKWxccPb  
G5iaG\_oMnMzl6wTJcV1IDS

Leiva Bautista, C. C. (2011). La utilización del metanol como biocombustible (Revista Realidad y Reflexión, n.º 31). UFG Editores.

<https://ri.ufg.edu.sv/jspui/bitstream/11592/8331/1/La%20utilización%20del%20metanol%20como%20biocombustible.pdf>

Li, C., & et.al. (15 de Junio de 2025). Development strategies for green hydrogen, green ammonia, and green methanol in transportation. Elsevier, 246(122904).

<https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S096014812500566X>

Li, J., Ma, Y., Mu, X., Wang, X., Li, Y., Ma, H., & Guo, Z. (2025). Recent Advances and Perspectives on Coupled Water Electrolysis for Energy-Saving Hydrogen Production. *Advanced Science*. <https://doi.org/10.1002/advs.202411964>

Liu, H., Idem, R., & Tontiwachwuthikul, P. (2018). Post-combustion CO<sub>2</sub> capture technology. En *SpringerBriefs in petroleum geoscience & engineering*. <https://doi.org/10.1007/978-3-030-00922-9>

Loachamin, D., Casierra, J., Calva, V., Palma-Cando, A., Ávila, E. E., & Ricaurte, M. (2024). Amine-Based Solvents and Additives to Improve the CO<sub>2</sub> Capture Processes: A Review. *ChemEngineering*, 8(6), 129. <https://doi.org/10.3390/chemengineering8060129>

Lu, G., Wang, Z., Bhatti, U. H., & Fan, X. (2023). Recent progress in carbon dioxide capture technologies: A review. *Clean Energy Science And Technology*, 1(1). <https://doi.org/10.18686/cest.v1i1.32>

- Marco, K., Benders, R., & Visser, C. (Octubre de 2015). Green methanol from hydrogen and carbon dioxide using geothermal energy and/or hydropower in Iceland or excess renewable electricity in Germany. *Science Direct*, 90(1), 208-2017. <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0360544215006696>
- Marques, L., Monteiro, M., Cenci, C., Mateus, M., & Condeço, J. (2025). Review of post-combustion carbon capture in Europe: Current technologies and future strategies for largest CO<sub>2</sub>-emitting industries. *Energies*, 18(13), 3539. <https://doi.org/10.3390/en18133539>
- Meunier, N. *et al.* (2020). Alternative production of methanol from industrial CO<sub>2</sub>. [https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960148119310304?casa\\_token=JN7jAoMG4MYAAAAA:jEaaLr4HIaLzxCp-ghNiBXbWm6O4LLV1-BaRC1lkcbN6xU45t0mPfwTwGafEQwxDPeJXNdEWGzIC](https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960148119310304?casa_token=JN7jAoMG4MYAAAAA:jEaaLr4HIaLzxCp-ghNiBXbWm6O4LLV1-BaRC1lkcbN6xU45t0mPfwTwGafEQwxDPeJXNdEWGzIC)
- Ministerio de Minas y Energía. (2021). *Hoja de Ruta del Hidrógeno*. Gobierno de Colombia. <https://www.minenergia.gov.co/es/ecosistema-hidrogeno-colombia/h2-en-colombia/cadena-de-valor/conversion-uso-final/>
- Moioli, E., Wötzel, A., & Schildhauer, T. (2022). Feasibility assessment of small scale methanol production via power to X. *Journal of Cleaner Production*, 359, artículo 132071. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2022.132071>
- M. Wang, A. Lawal, P. Stephenson, J. Sidders, C. Ramshaw, Post-combustion CO<sub>2</sub> capture with chemical absorption: A state-of-the-art review, *Chemical Engineering Research and Design*, Volume 89, Issue 9, 2011, Pages 1609-1624, ISSN 0268762, <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2010.11.005>. (<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0263876210003345>)

- Nasser, M., Megahed, T.F., Ookawara, S. *et al.* Una revisión de los sistemas basados en electrólisis del agua para la producción de hidrógeno utilizando sistemas de energía híbrida / solar / eólica. *Environ Sci Pollut Res* 29, 86994–87018 (2022). <https://doi.org/10.1007/s11356-022-23323-y>
- Nouri, E., Raouf, F., Alyani, S. J., Kardan, A., & Moghaddam, A. M. (2025). Carbon dioxide capture and utilization in post-combustion: a review. *Environmental Science And Pollution Research*. <https://doi.org/10.1007/s11356-025-36546-6>
- Novodárszki, G., Solt, H. E., Lendvay, G., Mihályi, R. M., Vikár, A., Lónyi, F., Hancsók, J., & Valyon, J. (2019). Hydroconversion mechanism of biomass-derived  $\gamma$ -valerolactone. *Catalysis Today*, 336, 50–62. <https://doi.org/10.1016/j.cattod.2019.02.020>
- Olés, S., Ziółkowsk, P., & Mikielwicz, D. (2025). Analysis of “green methanol” production from carbon dioxide acquired from negative emission power plants using CFD approach for catalytic reactor. *ScienceDirect*, 240. <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0960148124022286>
- Organización Metereológica Mundial -OMM. (2020). Un informe de la Organización Metereológica Mundial documenta la espiral de consecuencias de los eventos climáticos externos. Switzerland: Organización Metereológica Mundial. <https://wmo.int/es/media/news/un-informe-de-la-organizacion-meteorologica-mundial-documenta-la-espiral-de-consecuencias-de-los>
- Patricia, Luis (2016). Use of monoethanolamine (MEA) for CO<sub>2</sub> capture in a global scenario: Consequences and alternatives, *Desalination*, Volume 380, 2016, Pages 93-99, ISSN00119164, <https://doi.org/10.1016/j.desal.2015.08.004>. (<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S001191641500418X>)

Pezzi, S. (2024, 23 septiembre). *Del gris al verde, los colores del hidrógeno*. Good New Energy.

<https://goodnewenergy.enagas.es/innovadores/del-gris-al-verde-los-colores-del-hidrogeno/>

Prescouter. (2024). The top 10 carbon capture technologies in 2024 [Industry report]. PreScouter

Research Intelligence. <https://www.prescouter.com/report/top-ten-carbon-capture-technologies-2024/>

©PRTR-España. (s/f). *CO2 (Dióxido de carbono)*. Ministerio de Agricultura, alimentación y medio

ambiente. Recuperado el 7 de julio de 2025, de <https://prtr-es.es/CO2-Dioxido-de-carbono,15590,11,2007.html>

Previtali, D., Longhi, M., Galli, F., Di Michele, A., Manenti, F., Signoretto, M., Menegazzo, F., &

Pirola, C. (2020). Low pressure conversion of CO<sub>2</sub> to methanol over Cu/Zn/Al catalysts. The effect of Mg, Ca and Sr as basic promoters. *Fuel (London, England)*, 274(117804), 117804.

<https://doi.org/10.1016/j.fuel.2020.117804>

Ramírez, D (2024) Membranas mixtas para la separación de gases, la eliminación de fármacos y la

generación de energías

Interempresas.<https://www.interempresas.net/Plastico/Articulos/573156-Membranas-mixtas-para-separacion-gases-eliminacion-farmacos-generacion-energia.html>

Rangaraj, V. M., Wahab, M. A., Reddy, K. S. K., Kakosimos, G., Abdalla, O., Favvas, E. P., Reinalda,

D., Geuzebroek, F., Abdala, A., & Karanikolos, G. N. (2020). Metal Organic Framework — Based Mixed Matrix Membranes for Carbon Dioxide Separation: Recent Advances and Future

Directions. *Frontiers In Chemistry*, 8. <https://doi.org/10.3389/fchem.2020.00534>

Ren, M., Zhang, Y., Wang, X., y Qiu, H. (2022). Hidrogenación catalítica de CO<sub>2</sub> a metanol: una

revisión. *Catalizadores*, 12(4), 403. <https://doi.org/10.3390/catal12040403>

*Renewable methanol*. (2019, octubre 16). Methanol Institute. <https://www.methanol.org/renewable>

Rivera, R. B. (2023). Obtención de metanol a partir de aceites usados mediante hidrógeno verde producido mediante electrólisis del agua. Upc.edu. <https://upcommons.upc.edu/server/api/core/bitstreams/eab2c803-13b7-479a-885f-dc7d4726d93f/content>

Rochelle, G. T. (2009). Amine Scrubbing for CO<sub>2</sub> Capture. *Science*, 325(5948), 1652-1654. <https://doi.org/10.1126/science.1176731>

Rodríguez, H. (2024, 15 enero). Hidrógeno (H): Propiedades químicas del elemento de la tabla periódica. National Geographic España. [https://www.nationalgeographic.com.es/ciencia/propiedades-hidrogeno-h\\_18653](https://www.nationalgeographic.com.es/ciencia/propiedades-hidrogeno-h_18653)

Salamanca de Federico, G. (2024). Estudio de una planta de producción de metanol verde a partir de la hidrogenación de CO<sub>2</sub>. Archivo Digital UPM: Proyecto de Grado E.T.S.I. de Minas y Energía -UPM.

Salgari, F. (2023). Conceptual design of a green-ammonia production process [Tesis de maestría, University of Padova]

Samanta, A., Zhao, A., Shimizu, G. K. H., Sarkar, P., & Gupta, R. (2011). Post-Combustion CO<sub>2</sub> capture using solid sorbents: a review. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 51(4), 1438-1463. <https://doi.org/10.1021/ie200686q>

Seider, W. D., Lewin, D. R., Seader, J. D., Widagdo, S., Gani, R., & Ng, K. M. (2017). *Product and process design principles: Synthesis, analysis, and evaluation* (4<sup>th</sup> ed.). John Wiley & Sons.

Sikarwar, V. S., Zhao, M., Fennell, P. S., Shah, N., & Anthony, E. J. (2017). Progress in biofuel production from gasification. *Progress in Energy and Combustion Science*, 61, 189–248.

Simon Araya, S., Liso, V., Cui, X., Li, N., Zhu, J., Sahlin, S. L., Jensen, S. H., Nielsen, M. P., & Kær, S. K. (2020). A Review of The Methanol Economy: The Fuel Cell Route. *Energies*, 13(3), 596.  
<https://doi.org/10.3390/en13030596>

Smith, R. (2016). *Chemical Process Design and Integration* (2nd ed.). John Wiley & Sons.

Snijders, C. (2023). Master Thesis – Global Innovation System analysis of green methanol.  
<https://studenttheses.uu.nl/bitstream/handle/20.500.12932/44678/Master%20Thesis%2c%20Cas%20Snijders%2c%20Publish.pdf?sequence=1&isAllowed=y>

Sollai, S., Porcu, A., Tola, V., Ferrara, F., & Pettinau, A. (2023). Renewable methanol production from green hydrogen and captured CO<sub>2</sub>: A techno-economic assessment. *Journal of CO<sub>2</sub> Utilization*, 68(102345), 102345. <https://doi.org/10.1016/j.jcou.2022.102345>

Sotoodeh, K. (2023). *Industrial Valves: Calculations for Design, Manufacturing, Operation, and Safety Decisions*. John Wiley & Sons. Industrial Valves: Calculations for Design, Manufacturing, Operation, and ... - Karan Sotoodeh - Google Libros

Stanger, R., Wall, T., Spörl, R., Paneru, M., Grathwohl, S., Weidmann, M., ... & Scheffknecht, G. (2015). Oxyfuel combustion for CO<sub>2</sub> capture in power plants. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 40, 55-125.

Suero Martín, I. (2021, junio). Diseño y simulación de una planta de producción de metanol a partir de biomasa (Trabajo Fin de Grado, Grado en Ingeniería Química, Universidad de Valladolid).

Universidad de Valladolid. Recuperado de

<https://uvadoc.uva.es/bitstream/handle/10324/47277/TFG-I-1877.pdf?sequence=1&isAllowed=y>

Sun, K., Rui, N., Zhang, Z., Sun, Z., Ge, Q., & Liu, C.-J. (2020). A highly active Pt/In<sub>2</sub>O<sub>3</sub> catalyst for CO<sub>2</sub> hydrogenation to methanol with enhanced stability. *Green Chemistry*, 22(15), 5059–5066. <https://doi.org/10.1039/D0GC01597K>

Taravat Ghanbari, Faisal Abnisa, Wan Mohd Ashri Wan Daud, A review on production of metal organic frameworks (MOF) for CO<sub>2</sub> adsorption, *Science of The Total Environment*, Volume 707 2020, 135090, ISSN 00489697, <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2019.135090>. (<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S004896971935082X>)

Thiedemann, T. M., & Wark, M. (2025). A Compact Review of Current Technologies for Carbon Capture as Well as Storing and Utilizing the Captured CO<sub>2</sub>. *Processes*, 13(1), 283. <https://doi.org/10.3390/pr13010283>

U.S. Environmental Protection Agency. (2017). *Cost estimation: Concepts and methodology* (Chapter 2). In *EPA Air Pollution Control Cost Manual* (7<sup>th</sup> ed.). [https://www.epa.gov/sites/default/files/2017-12/documents/epacmcostestimationmethodchapter\\_7thedition\\_2017.pdf?utm\\_source](https://www.epa.gov/sites/default/files/2017-12/documents/epacmcostestimationmethodchapter_7thedition_2017.pdf?utm_source)

Van-Dal, É. S., & Bouallou, C. (2013). Design and simulation of a methanol production plant from CO<sub>2</sub> hydrogenation. *Journal of Cleaner Production*, 57, 38–45. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2013.06.008>

Van de Krol, R., & Gratzel, M. (Eds.). (2011). *Photoelectrochemical Hydrogen Production* (2012a ed.). Springer.

- Vaziri, P., Rasaei, MR, Seyfoori, S., Zamani, Sh., Mahmoodi, M. y Sedae, B. (2024). *Avances en las tecnologías de captura de carbono en la captura y almacenamiento de carbono (CAC): Una revisión exhaustiva de los procesos de precombustión*. *Gas Science and Engineering*, 131, 205481. <https://doi.org/10.1016/j.jgsce.2024.205481>
- Velásquez, J. J. (2020). La electrólisis del agua como propuesta de trabajo práctico para la promoción del uso de conceptos asociados a la conservación de la energía en estudiantes de ciclo V. Recuperado de: <http://hdl.handle.net/10554/52161>
- Veritrade | *Importaciones y Exportaciones de METANOL (ALCOHOL METÍLICO)*. (n.d). <https://www.veritradecorp.com/es/colombia/importaciones-y-exportaciones/metanol-alcohol-metilico/290511>
- Wang, J., Li, G., Li, Z., Tang, C., Feng, Z., An, H., Liu, H., Liu, T., & Li, C. (2017). A highly selective and stable ZnO-ZrO<sub>2</sub> solid solution catalyst for CO<sub>2</sub> hydrogenation to methanol. *Science Advances*, 3, e1701290. <https://doi.org/10.1126/sciadv.1701290>
- Wang, T. *et al.* (2024). Biogas-to-methanol: A new green methanol production process. [https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0196890424010069?casa\\_token=Kd=sAy\\_GADYAAAAA:K9zWa2cHHepLxwE5KVDjg0FAJUHLtNTiJtY00hfzO8T54GpO2ZgWAJw1Xob4libgnlAViwiPfxMU](https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0196890424010069?casa_token=Kd=sAy_GADYAAAAA:K9zWa2cHHepLxwE5KVDjg0FAJUHLtNTiJtY00hfzO8T54GpO2ZgWAJw1Xob4libgnlAViwiPfxMU).
- Wang, Y., Kattel, S., Gao, W., Li, K., Liu, P., Chen, J. G., & Wang, H. (2019). Exploring the ternary interactions in Cu-ZnO-ZrO<sub>2</sub> catalysts for efficient CO<sub>2</sub> hydrogenation to methanol. *Nature Communications*, 10, 1166. <https://doi.org/10.1038/s41467-019-09072-6>

Yahyazadeh, A., Nanda, S., & Dalai, A. K. (2024). A Critical Review of the Sustainable Production and Application of Methanol as a Biochemical and Bioenergy Carrier. *Reactions*, 5(1), 1-19. <https://doi.org/10.3390/reactions5010001>

Yıldırım, S. (2023, abril 25). *Combustible de metanol Buques e industria naval*. Shipsgo Blog. <https://blog.shipsgo.com/es/combustible-de-metanol-buques-e-industria-naval>

Yuheng Fan<sup>a</sup>, Weichu Yu<sup>\*ab</sup>, Aibin Wu<sup>a</sup>, Wenming Shu<sup>a</sup> and Ying Zhang<sup>a</sup>

<sup>a</sup>College of Chemistry & Environmental Engineering, Yangtze University, Jingzhou, Hubei 434023, P. R. China. E-mail: [yuweichu@126.com](mailto:yuweichu@126.com)

<sup>b</sup>Hubei Engineering Research Centers for Clean Production and Pollution Control of Oil and Gas Fields, Jingzhou, Hubei 434023, P. R. China  
DOI: [10.1039/D4RA00444B](https://doi.org/10.1039/D4RA00444B) (Review Article) *RSC Adv.*, 2024, 14, 20714-20734

Zanco, S. E., Pérez-Calvo, J., Gasós, A., Cordiano, B., Becattini, V., & Mazzotti, M. (2021). Postcombustion CO<sub>2</sub> Capture: A Comparative Techno-Economic Assessment of Three Technologies Using a Solvent, an Adsorbent, and a Membrane. *ACS Engineering Au*, 1(1), 50-72. <https://doi.org/10.1021/acsengineeringau.1c00002>

Zhang, Heng; Chen, Jiayi; Han, Xiaoyu; Pan, Yutong; Hao, Ziwen; Tang, Shixiong; *et al.* (2024). High-Performance Cu/ZnO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> Catalysts for CO<sub>2</sub> Hydrogenation to Methanol. *ACS Publications. Collection*. <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.4c00357>

Zhang, L., Qi, F., Ren, R., Gu, Y., Gao, J., Liang, Y., Wang, Y., Zhu, H., Kong, X., Zhang, Q., Zhang, J., & Wu, L. (2025). Recent advances in green hydrogen production by electrolyzing water with anion-exchange membrane. *Research* (Washington, D.C.), 8, 0677. <https://doi.org/10.34133/research.0677>

- Zhang, Y., et al. (2024). *Avances en las tecnologías de captura de carbono en la captura y almacenamiento de carbono (CAC): Una revisión exhaustiva de los procesos de precombustión*. Gas Science and Engineering, 131, 205481.  
<https://doi.org/10.1016/j.jgsce.2024.205481>
- Zhou, Z., & Gao, P. (2022). Direct carbon dioxide hydrogenation to produce bulk chemicals and liquid fuels via heterogeneous catalysis. Chinese Journal of Catalysis, 43(8), 2045–2056.  
[https://doi.org/10.1016/S1872-2067\(22\)64107-X](https://doi.org/10.1016/S1872-2067(22)64107-X)
- Zhou, C., Zhang, J., Fu, Y., & Dai, H. (2023). Recent Advances in the Reverse Water-Gas Conversion Reaction. Molecules (Basel, Switzerland), 28(22), 7657.  
<https://doi.org/10.3390/molecules28227657>

**Apéndices****Apéndice A. Parámetros del modelo cinético reordenado**

$k_1$	$A_1$	-29,87
	$B_1$	4811,2
$k_2$	$A_2$	8,147
	$B_2$	0
$k_3$	$A_3$	-6,452
	$B_3$	2068,4
$k_4$	$A_4$	-34,95
	$B_4$	14928,9
$k_5$	$A_5$	4,804
	$B_5$	-11797,5
$k_6$	$A_6$	17,55
	$B_6$	-2249,8
$k_7$	$A_7$	0,131
	$B_7$	-7023,5

**Apéndice B. Corrientes globales del proceso**

	<i>Unidad</i>	<b>CO2</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>	<b>5</b>	<b>6</b>	<b>7</b>	<b>8</b>
Fracción de vapor		1	1	1	1	1	1	1	1
Temperatura	<i>°C</i>	25	126,638	50	162,862	50	161,123	50	162,152
Presión	<i>kPa</i>	101,325	300,21	286,420	887,9	874,11	2636,68	2622,89	7813,79
Flujo molar	<i>kmol/h</i>	497,514	497,514	497,514	497,514	497,514	497,514	497,514	497,514
Composición molar									
CO2		1	1	1	1	1	1	1	1
H2		0	0	0	0	0	0	0	0
Metanol		0	0	0	0	0	0	0	0
CO		0	0	0	0	0	0	0	0
H2O		0	0	0	0	0	0	0	0

	<i>Unidad</i>	<b>H2</b>	<b>10</b>	<b>11</b>	<b>12</b>	<b>13</b>	<b>14</b>	<b>15</b>	<b>16</b>
Fracción de vapor		1	1	1	1	1	1	0,814	1
Temperatura	<i>°C</i>	25	153,045	113,873	220	367,532	366,776	66	66
Presión	<i>kPa</i>	3000	7813,79	7813,79	7800	7797,08	6480	6466,21	6466,21
Flujo molar	<i>kmol/h</i>	1474,50	1474,50	4631,32	4631,32	3923,78	3923,78	3923,78	3194,20
Composición molar									
CO2		0	0	0,2315	0,2315	0,1817	0,1817	0,1817	0,2159
H2		1	1	0,7549	0,7549	0,6192	0,6192	0,6192	0,7604
Metanol		0	0	0,0059	0,0059	0,0971	0,0971	0,0971	0,0103
CO		0	0	0,0057	0,0057	0,0080	0,0080	0,0080	0,0098
H2O		0	0	0,0020	0,0020	0,0939	0,0939	0,0939	0,0035

	<i>Unidad</i>	<b>Purga</b>	<b>18</b>	<b>18'</b>	<b>19</b>	<b>20</b>	<b>21</b>	<b>22</b>	<b>23</b>
Fracción de vapor		1	1	1	1	0	0,009	0,054	0,104
Temperatura	<i>°C</i>	66	66	66	89,44	66	66,767	56,896	65,9
Presión	<i>kPa</i>	6466,21	6466,21	6466,21	7813,79	6466,21	1246	115,1	101,31
Flujo molar	<i>kmol/h</i>	532,38	2661,822	2659,307	2659,307	729,582	729,582	729,582	729,582
Composición molar									
CO2		0,2159	0,2159	0,2161	0,2161	0,0320	0,0320	0,0320	0,0320
H2		0,7604	0,7604	0,7603	0,7603	0,0010	0,0010	0,0010	0,0010
Metanol		0,0103	0,0103	0,0103	0,0103	0,4774	0,4774	0,4774	0,4774
CO		0,0098	0,0098	0,0099	0,0099	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001
H2O		0,0035	0,0035	0,0035	0,0035	0,4896	0,4896	0,4896	0,4896

	<i>Unidad</i>	<b>Dióxido de Carbono</b>	<b>25</b>	<b>Metanol</b>	<b>H2O</b>
Fracción de vapor		1	0	0	0
Temperatura	<i>°C</i>	65,9	65,9	60,41	99,97864
Presión	<i>kPa</i>	101,31	101,31	101,3	101,3
Flujo molar	<i>kmol/h</i>	75,719	653,86	310,20	343,663
<b>Composición molar</b>					
CO <sub>2</sub>		0,3026	0,001	0,002	0,000
H <sub>2</sub>		0,0093	0,000	0,000	0,000
Metanol		0,5093	0,474	0,998	0,000
CO		0,0005	0,000	0,000	0,000
H <sub>2</sub> O		0,1782	0,526	0,000	1,000

### Apéndice C. Requerimiento energético por equipos

<b>Equipo</b>	<b>Energía requerida/liberada [kJ/h]</b>	
E-101	Qc1	1,548E+06
E-102	Qc2	2,356E+06
E-103	Qc3	2,482E+06
E-104	Qc4	6,942E+07
D-301	Qcondensador	4,825E+07
E-201	Qh1	1,605E+07
E-301	Qh2	2,052E+06
D-301	Qrehervidor	4,874E+07
K-101	Wc1	1,999E+06
K-102	Wc2	2,250E+06
K-103	Wc3	2,142E+06
K-104	Wc4	1,977E+06
K-105	Wc5	5,527E+06
K-201	Wc6	1,998E+06

### Apéndice D. Configuración del sistema de reacción siguiendo la metodología propuesta por Seider *et al.*, (2017)

El sistema de reacción arrojado por Aspen HYSYS es un reactor PFR global de 37,6 m de longitud y 9,5 m de diámetro interno, con un volumen total de 2.665 m<sup>3</sup>. Sin embargo, al aplicar las correlaciones de costo de Seider para recipientes a presión horizontales, el tamaño del reactor equivalente no se ajustaba a los rangos de aplicabilidad de dichas correlaciones. Por esta razón, el reactor global se representó mediante un arreglo de reactores equivalentes en paralelo.

El número de unidades se definió como el menor entero que permite que cada reactor individual permanezca dentro del rango aplicable de la correlación; con este criterio se obtuvo un arreglo de 11 reactores en paralelo. Para determinar el diámetro interno ( $D_i$ ) de cada unidad, se asumió que todos los reactores mantienen la misma longitud ( $L$ ) del reactor global y que el volumen total se distribuye uniformemente en las  $N$  unidades. Bajo esta consideración, el volumen del reactor global ( $V_G$ ) es igual a la suma de los volúmenes de los reactores individuales, como lo expresa la ecuación D1.

$$V_G = NV_i \quad (\text{Ec. D1})$$

Tomando en cuenta que cada reactor tiene forma cilíndrica y se mantiene constante la longitud, el volumen de los reactores puede expresarse en función de diámetro (Ecuación D2).

$$\frac{\pi D_G^2 L}{4} = N \left( \frac{\pi D_i^2 L}{4} \right) \quad (\text{Ec. D2})$$

Al simplificar los términos en común y despejar el diámetro interno de los reactores individuales se llega a la Ecuación D3.

$$D_i = \frac{D_G}{\sqrt{N}} \quad (\text{Ec. D3})$$

Donde  $D_i$  es el diámetro interno de cada reactor,  $D_G$  es el diámetro del reactor equivalente obtenido en Aspen HYSYS y  $N$  es el número de reactores en paralelo. Con esto se obtiene un diámetro de 2,86 m (9,4 ft), el cual cumple con el rango recomendado por los autores para recipientes horizontales ( $3 < D_i < 12$  ft). Se establecieron las condiciones de diseño necesarias según el método: la temperatura de diseño (744 °F) se calculó sumando un margen de 50 °F a la temperatura de operación, con el objetivo de tener en cuenta posibles desviaciones operativas y garantizar una elección conservadora de las propiedades mecánicas del material; y se determinó la presión de diseño ( $P_d$  de 1228,22 psig) como 1,1 veces la presión operativa manométrica ( $P_o$ ) según la ecuación D4.

$$P_d = 1,1P_o \quad (\text{Ec. D4})$$

A partir de las condiciones operativas, se optó por acero de baja aleación (Cr–Mo), apropiado para altas presiones y temperaturas. El espesor del casco ( $t_p$ ) se determinó utilizando la ecuación de diseño del código ASME para recipientes horizontales a presión (Ecuación D5).

$$t_p = \frac{P_d D_i}{2SE - 1,2P_d} [=] \text{ in} \quad (\text{Ec. D5})$$

donde  $S$  es el esfuerzo admisible del material y  $E$  la eficiencia de soldadura. Con los valores adoptados se obtuvo un espesor por presión de 4,86 in; al adicionar un margen por corrosión de 1/8 in, el cual es definido por los autores, se obtiene que el espesor requerido fue 4,98 in, por lo que se seleccionó el siguiente espesor comercial disponible de 5 in.

Finalmente, el peso del recipiente se calculó empleando la ecuación D6, obteniéndose un peso de 822.260,04 lb por reactor.

$$W = \pi(D_i + t_s)(L + 0,8D_i)t_s\rho \quad (\text{Ec. D6})$$

**Apéndice E. Cálculos de integración energética mediante análisis pinch**

La selección de las corrientes se realizó a partir de los resultados de simulación, tomando en cuenta las temperaturas de entrada y salida, la carga térmica asociada y la capacidad calorífica equivalente. Estos datos se presentan en la Tabla E1.

**Tabla E1.**

*Corrientes empleadas en el punto pinch.*

Corriente	Equipo	Tipo	Q [MW]	Tin [°C]	Tout [°C]	CP [MW/°C]	Sensible o latente
14	E-202	Caliente	-19,3	366,8	66	0,0641	S
4	E-102	Caliente	-0,7	162,9	50	0,0058	S
6	E-103	Caliente	-0,7	161,1	50	0,0062	S
11	E-201	Fría	4,5	113,9	220	0,0420	S
2	E-101	Caliente	-0,4	126,6	50	0,0056	S
22	E-301	Fría	0,6	56,9	65,9	0,0633	S
Destilador	Rehervidor	Fría	13,5	99,97	99,98	No aplica	L
Destilador	Condensador	Caliente	-13,4	67,05	60,41	No aplica	L

A partir del valor adoptado de  $\Delta T_{\min}$ , se calcularon las temperaturas desplazadas de las corrientes del proceso con el fin de construir la cascada de calor y determinar el punto pinch. Los resultados se presentan en la tabla E2.

**Tabla E2.**

*Temperaturas desplazadas de las corrientes.*

Corriente	Equipo	Tipo	Tin [°C]	Tout [°C]	Tin*	Tout*
14	E-202	Caliente	366,8	66	356,8	56
4	E-102	Caliente	162,9	50	152,9	40
6	E-103	Caliente	161,1	50	151,1	40
11	E-201	Fría	113,9	220	123,9	230
2	E-101	Caliente	126,6	50	116,6	40
22	E-301	Fría	56,9	65,9	66,9	75,9
Destilador	Rehervidor	Fría	99,97	99,98	99,98	109,98
Destilador	Condensador	Caliente	67,05	60,41	63,73	53,73

Con las temperaturas desplazadas se definieron los intervalos térmicos del sistema y se calculó (Ecuación E3), para cada uno de ellos, el balance de calor correspondiente. En el caso de las corrientes sensibles, la variación de entalpía por intervalo se estimó a partir de la diferencia entre la suma de capacidades caloríficas de corrientes frías y calientes multiplicada por el ancho del intervalo.

$$\Delta H_i = (\sum CP_{frías} - \sum CP_{calientes})\Delta T_i \quad (\text{Ec. E3})$$

En el caso de las corrientes latentes, el calor asociado se incorporó directamente en el intervalo correspondiente (Seider *et al.*, 2017). Los valores se encuentran evidenciados en la Tabla E3.

**Tabla E3.**

*Balance de calor por intervalos de temperatura desplazada.*

Intervalo	$\Delta T_i$ [°C]	$\frac{\sum CP_{fría} - \sum CP_{caliente}}$	$\Delta H_i$ [MW/°C]	$\Delta H$ latente [KW/°C]	$\Delta H$ total [KW/°C]	Exceso o Déficit
1	126,8	-0,0641	-8,1279	0	-8,13	E
2	77,1	-0,0221	-1,7039	0	-1,70	E
3	1,8	-0,0279	-0,0502	0	-0,05	E
4	27,2	-0,0341	-0,9275	0	-0,93	E
5	7,3	-0,0761	-0,5555	0	-0,56	E
6	6,625	-0,0817	-0,5413	13,5	13,00	D
7	34,075	-0,0817	-2,7839	0	-2,78	E
8	9	-0,0184	-0,1656	0	-0,17	E
9	10,9	-0,0817	-0,8905	0	-0,89	E
10	2,27	-0,0176	-0,0400	-13,4	-13,44	E
11	13,73	-0,0176	-0,2416	0	-0,24	E

A partir de estos resultados se construyó la cascada de calor (Tabla E4), identificando el valor mínimo acumulado y ajustando posteriormente la cascada para determinar los requerimientos mínimos de utilidades. El valor inicial de 1,63 MW corresponde al requerimiento mínimo de

utilidad caliente, mientras que el valor final de 17,53 MW corresponde al requerimiento mínimo de utilidad fría.

**Tabla E4.**

*Cascada de calor ajustada para la determinación de utilidades mínimas.*

Calor acumulado ajustado (MW)	Balance de calor del intervalo (MW)
1,63	-8,13
9,76	-1,70
11,46	-0,05
11,51	-0,93
12,44	-0,56
13	13,00
0	-2,78
2,78	-0,17
2,95	-0,89
3,84	-13,44
17,28	-0,24
17,53	-

A partir de la red inicial obtenida del análisis pinch, se realizó una selección posterior de los intercambiadores más convenientes con el fin de reducir el número de equipos y simplificar la implementación de la integración energética, como se muestra en la tabla E5.

**Tabla E5.**

*Selección de la red de intercambios de la red de integración energética.*

Intercambio candidato	Carga térmica (MW)	Decisión
14 – 11	4,46	Se conserva
14 – Rehervidor	11,37	Se conserva
14 – 22	0,57	Se conserva
4 – Rehervidor	0,25	Se descarta

6 – Rehervidor	0,25	Se descarta
2 – Rehervidor	0,04	Se descarta

---

**Apéndice F. Estimación del costo del sistema de reacción siguiendo la metodología propuesta por Seider *et al.*, (2017)**

Para estimar el costo del sistema de reacción se empleó la metodología para recipientes a presión horizontales. En primer lugar, a partir del peso del reactor  $W$  se determinó el costo base del recipiente  $C_v$ , usando la correlación para recipientes horizontales (Ecuación F1)

$$C_v = \exp \{8,9552 - 0,233[\ln(W)] + 0,04333[\ln(W)]^2\} \quad (\text{Ec. F1})$$

Posteriormente, se calculó el costo adicional asociado a accesos operacionales (plataformas y escaleras) en función del diámetro interno  $D_i$  (en ft) siguiendo la ecuación F2.

$$C_{PL} = 2.005(D_i)^{0,20294} \quad (\text{Ec. F2})$$

Con estos resultados intermedios, junto al factor del material  $F_M$  de 1,2 para acero de baja aleación, se calculó el costo de compra base del reactor (Ecuación F3).

$$C_P = F_M C_V + C_{PL} \quad (\text{Ec. F3})$$

Seguido a esto, el costo se actualizó a octubre de 2025 mediante el índice CEPCI (Ecuación F4), empleando  $I$  con un valor de 819,3; obtenido de *Plant Cost Index* (Chemical Engineering; 2025) y un  $I_b$  de 500 para el año base de las correlaciones (2006).

$$C_{P-2025} = \left(\frac{I}{I_b}\right) C_P \quad (\text{Ec. F4})$$

Finalmente, para el costo del sistema de reacción total se calculó multiplicando el costo de instalación individual por el número de reactores. Con ello se obtuvo un costo total de compra de 21.772.221,09 USD. Posteriormente, mediante el método de *bare module* y adoptando un factor  $F_{BM}$  de 3,05 se calculó el costo del sistema instalado (57.920.140,43 USD). Adicionalmente, se

incluyó el costo de carga del catalizador, el cual no se contemplaba en el costo instalado de los reactores. Para este cálculo se empleó el volumen total del reactor equivalente  $V_T$  ( $2.665 \text{ m}^3$ ) y la fracción vacía del lecho  $\varepsilon$  (0,5) dada por Fernández del Alamo, (2024). De esta manera, el volumen ocupado por el catalizador se definió con la ecuación F6.

$$V_{cat} = V_T(1 - \varepsilon) \quad (\text{Ec. F6})$$

Con ello se obtuvo un volumen de catalizador de  $1.332,5 \text{ m}^3$ . Con la densidad del sólido ( $2500 \text{ kg/m}^3$ ) se obtuvo una masa total de catalizador de  $3.331.250 \text{ kg}$ . Para finalizar, a partir del precio unitario de  $11.33 \text{ USD/kg}$  (Alibaba, 2026) se estima un costo de  $\$ 37.743.062,5$ .

**Apéndice G. Costos individuales de los equipos**

<b>Equipos</b>	<b>Código</b>	<b>Costos [USD]</b>	<b>Instalación [USD]</b>	<b>Total [USD]</b>
<b>Compresores</b>	K-101	\$ 1.706.500	\$ 299.000	\$ 2.005.500
	K-102	\$ 1.405.300	\$ 254.100	\$ 1.659.400
	K-103	\$ 1.467.100	\$ 230.400	\$ 1.697.500
	K-104	\$ 1.730.400	\$ 196.700	\$ 1.927.100
	K-105	\$ 2.634.500	\$ 200.800	\$ 2.835.300
	K-201	\$ 1.730.500	\$ 217.400	\$ 1.947.900
<b>Intercambiadores de calor</b>	E-101	\$ 26.900	\$ 100.200	\$ 127.100
	E-102	\$ 20.300	\$ 85.400	\$ 105.700
	E-103	\$ 20.000	\$ 88.300	\$ 108.300
	E-201	\$ 108.000	\$ 558.100	\$ 666.100
	E-202	\$ 39.300	\$ 109.400	\$ 148.700
	E-301	\$ 18.600	\$ 93.100	\$ 111.700
	E-302	\$ 40.900	\$ 128.800	\$ 169.700
	Condensador	\$ 148.300	\$ 346.600	\$ 494.900
Rehervidor	\$ 80.500	\$ 239.700	\$ 320.200	
<b>Separadores</b>	S-302	\$ 33.100	\$ 166.300	\$ 199.400
	S-301	\$ 67.300	\$ 148.800	\$ 216.100
<b>Sistema de reacción</b>	R-201	\$ 21.772.221	\$ 36.147.919	\$ 57.920.140
<b>Destilador</b>	D-301	\$ 343.200	\$ 433.200	\$ 776.400
<b>Válvulas</b>	VLV-201	\$ 4.675	-	\$ 4.675
	VLV-301	\$ 85	-	\$ 85
	VLV-302	\$ 412	-	\$ 412

### Apéndice H. Cálculo del costo nivelado del metanol LCOM

Como indicador final se calculó el *Levelized Cost of Methanol* (LCOM) el cual es el precio mínimo constante al que debería venderse el metanol para cubrir exactamente la inversión y los costos de operación bajo una tasa de descuento dada, sin generar utilidad adicional. Este indicador está definido por la ecuación G1.

$$LCOM = \frac{PV_{costos}}{PV_{producción}} \quad (\text{Ec. G1})$$

Dado que el valor presente de costos ( $PV_{costos}$ ) incluye la inversión de capital y los costos operativos descontados se debe emplear la ecuación G2.

$$PV_{costos} = CAPEX + \sum_{t=1}^N \frac{OPEX_t}{(1+i)^t} \quad (\text{Ec. G2})$$

Por otra parte, el valor presente de producción ( $PV_{producción}$ ) corresponde a las toneladas anuales de metanol descontadas, se esta se valora con la ecuación G3.

$$PV_{producción} = \sum_{t=1}^N \frac{Prod_t}{(1+i)^t} \quad (\text{Ec. G3})$$

Con este procedimiento se obtiene un LCOM de 2.392 USD/ton, valor que supera el precio de venta estimado y confirma una falta de competitividad económica bajo los supuestos estimados.

## **Memorias de cálculo**

### **Simulación en Aspen Hysys**

[https://drive.google.com/drive/folders/1L23KJTGNCtVyWKOOnOfNqPwrq446PyiwC?usp=drive\\_link](https://drive.google.com/drive/folders/1L23KJTGNCtVyWKOOnOfNqPwrq446PyiwC?usp=drive_link)

### **Dimensionamiento de equipos, integración energética e indicadores económicos**

[https://correouisedu-my.sharepoint.com/:x:/g/personal/stephanie2204680\\_correo\\_uis\\_edu\\_co/IQDELMTSzbIaSKBCc5O7STDGAW116t0lc26J6tzhpygGiw?e=QzAN3c](https://correouisedu-my.sharepoint.com/:x:/g/personal/stephanie2204680_correo_uis_edu_co/IQDELMTSzbIaSKBCc5O7STDGAW116t0lc26J6tzhpygGiw?e=QzAN3c)